



Dynamisk modellering af forgasning i fixed koksbed

Gøbel, Benny

Publication date:
1999

Document Version
Publisher's PDF, also known as Version of record

[Link back to DTU Orbit](#)

Citation (APA):
Gøbel, B. (1999). *Dynamisk modellering af forgasning i fixed koksbed*.

General rights

Copyright and moral rights for the publications made accessible in the public portal are retained by the authors and/or other copyright owners and it is a condition of accessing publications that users recognise and abide by the legal requirements associated with these rights.

- Users may download and print one copy of any publication from the public portal for the purpose of private study or research.
- You may not further distribute the material or use it for any profit-making activity or commercial gain
- You may freely distribute the URL identifying the publication in the public portal

If you believe that this document breaches copyright please contact us providing details, and we will remove access to the work immediately and investigate your claim.

ET-PhD 99-04



Dynamisk modellering af forgasning i fixed koksbed



Benny Gøbel

**Institut for Energiteknik
Danmarks Tekniske Universitet**

Indholdsfortegnelse

Forord	i
Formål	ii
1 Introduktion	1
1.1 Organisering af afhandling	1
1.2 Historisk rids	1
1.3 Modelleringsaktiviteter på Institut for Energiteknik	2
1.3.1 Tørring	2
1.3.2 Pyrolyse	3
1.3.3 Forgasning	3
1.3.4 Samlet forgassermode	3
1.3.5 Energisystemer med tottrinsforgasseren	4
1.3.6 MakroTGA	4
2 Beskrivelse af tottrinsprocessen	5
2.1 Pyrolyse og forgasning	5
2.2 Forgasningsanlægget på DTU	5
2.3 Procesbeskrivelse	6
2.3.1 Pyrolyserøret	6
2.3.2 Delvis afbrænding	7
2.3.3 Forgasningsreaktoren	7
2.3.4 Varmervekslere der har forgasningsgas som varm gas	7
2.3.5 Vaskesystem og motor	7
2.3.6 Varmervekslere der har udstødningsgas som varm gas	7
2.4 Forgasningsreaktoren	7
3 Modellering	9
3.1 Litteratur om modellering	9
3.2 Princippet for modellering	11
3.2.1 Ligevægtsmodeller	11
3.2.2 Kinetikfri modeller	12
3.2.3 Stationære modeller	12
3.2.4 Dynamiske modeller	12
4 Modeller af etablerede forgasningsanlæg	13
4.1 Dynamisk model af forgasningsanlægget i Blære	13
4.1.1 Anlægsbeskrivelse	13
4.1.2 Model	14
4.1.3 Simulering	15
4.1.4 Resultater	15
4.1.5 Parametervariation	16
4.1.6 Konklusion	16
4.2 Stationær model af Forgasningsanlægget i Harboøre	17
4.2.1 Anlægsbeskrivelse	17
4.2.2 Konklusion	18
4.2.3 Modelbeskrivelse	18
4.2.4 Modelbetragtninger	19

4.2.5	Eksempel	26
4.2.6	Resultater	28
4.2.7	Kontrol	29
5	Modellering af fixed bed koksfor gasning	30
5.1	Antagelser	31
5.1.1	Jævn bed	31
5.1.2	Varmetab i toppen af for gasningsreaktoren	32
5.1.3	Plug-flow	32
5.1.4	Ingen tjære i gassen	33
5.1.5	Koks- og gastemperatur	33
5.1.6	Ligevægt efter water-gas shift reaktionen	33
5.1.7	Ingen ophobning af gas	33
5.2	Opstilling af model	34
5.2.1	Metode	34
5.2.2	Balanceligning for kontrolmasse	34
5.2.3	Reynolds transportligning	34
5.2.4	Balanceligning for kontrolvolumen	35
5.2.5	Kontinuitetssætning for en instationær proces	35
5.2.6	Første hovedsætning for en instationær proces	36
5.2.7	Kontinuitetssætningen og første hovedsætning for et fastliggende kontrolvolumen på differentiell form	37
5.2.8	Kontrolvolumenbetragtning	39
5.2.9	Water-gas shift reaktionen	41
5.2.10	Reaktivitet af koks	41
5.2.11	Bestemmelse af omsætningsgraden i den dynamiske model	42
5.2.12	Partikelmodel	43
5.2.13	Temperaturforskelle mellem gas- og faststoffase	44
5.2.14	Brændværdibestemmelse for produktgassen	45
5.2.15	Inputmodel	46
5.2.16	Nulpunktsentalpien for biomasse	47
5.2.17	Koldgaseffektivitet	47
5.2.18	Opsummering af ligningssystemet for den dynamiske model	48
5.2.19	Stationær model	50
5.3	Løsning af ligningssystemet	53
5.3.1	Simuleringsprogram	53
5.3.2	Kontrolvolumen-betragtninger	53
5.3.3	Bestemmelse af omsætningsgraden, X , i det stationære tilfælde	54
5.3.4	Isolering af dT/dt i første hovedsætning	55
5.3.5	Analytisk løsning af water-gas shift ligningen	56
5.3.6	Entalpibestemmelse	56
5.3.7	Løsning af stationær model	57
6	Brændselsdata	58
6.1	MakroTGA data for SGF	59
6.1.1	Brændselskarakteristik	59
6.1.2	Pyrolysebetingelser	60
6.1.3	Instrumentering	61

6.1.4	Forsøgsprocedure	62
6.1.5	Resultater	63
6.2	Bestemmelse af forgasningskinetik for bøgekoks	65
6.2.1	Brændselskarakteristik	65
6.2.2	Pyrolysebetingelser	66
6.2.3	Instrumentering	67
6.2.4	Forsøgsprocedure	68
6.2.5	Forsøgsbetingelser	69
6.2.6	Teori	69
6.2.7	Reaktionsskema ved forgasning	70
6.2.8	Gasblanding	71
6.2.9	Resultater	73
7	Forsøgskørsel	83
7.1	Forsøgskørsel med Standard Gasifier Fuel	83
7.1.1	Driftparametre under forsøg	84
7.1.2	Forsøgsopstilling	84
7.1.3	Forsøgsresultater	85
7.2	Uge 37 - forsøg	89
7.2.1	Formål med forsøg	89
7.2.2	Forsøgsforløb	90
7.2.3	Forsøgsopstilling	90
7.2.4	Temperaturmålinger i koksbed	92
7.2.5	Temperaturmålinger med infrarød måleteknik og sugepyrometer	98
7.2.6	Målinger af gassammensætningen i koksbedden	104
8	Sammenligning mellem model og forsøgsresultater	106
8.1	SGF-forsøg sammenlignet med modelresultater	107
8.1.1	Modelgrundlag	107
8.1.2	Input-data	108
8.1.3	Model 1	109
8.1.4	Model 2	111
8.1.5	Model 3	113
8.1.6	Gasmængde og brændværdi	115
8.1.7	Partikelmodel	115
8.1.8	Konklusion	115
8.2	Uge 37 – forsøg sammenlignet med modelresultater	116
8.2.1	Modelgrundlag	116
8.2.2	Sammenligning mellem model og forsøgskørsel ved fuld last	117
8.2.3	Sammenligning mellem model og forsøgskørsel ved kvart last	123
8.2.4	Konklusion	129
9	Parametervariation	131
9.1	Stationær model af koksbedden	131
9.1.1	Fast bundtemperatur i koksbedden	132
9.1.2	Fast bedhøjde	141
9.1.3	Konklusion	143
9.2	Dynamisk model af koksbedden	144

9.2.1	Styringsstrategi 1	144
9.2.2	Døgnvariation	147
9.2.3	Styringsstrategi 2	149
9.2.4	Ændring i flisens fugtindhold	150
9.2.5	Konklusion	152
9.3	Følsomhedsanalyse på brændslets grundstofsammensætning ved brug af den stationære model	153
10	Videre arbejde	160
11	Sammenfatning	161
11.1	Forgasningsanlægget i Blære	161
11.2	Harboøre Forgasningsanlæg	161
11.3	Dynamisk model af koksbedden	161
11.3.1	Reaktivitetsmålinger	163
11.3.2	Verifikation af den dynamiske model	163
11.3.3	Stationær model af koksbedden	165
11.3.4	Kørsler med den dynamiske model	165
11.3.5	Følsomhedsanalyse	165
12	Konklusion	166
12.1	Harboøre Forgasningsanlæg	166
12.2	Koksbed-model	166
12.2.1	Verifikation af den dynamiske koksbed-model	166
12.2.2	Resultater fra koksbed-modellen	167
12.2.3	Styring	167
12.2.4	Følsomhedsanalyse	167
13	Referencer	168
14	Symbolliste	172

APPENDIKS

Appendiks 1:	Harboøre-model, Programudskrift med pyrolysemodel 1	3
Appendiks 2:	Harboøre-model, Programudskrift med pyrolysemodel 2	15
Appendiks 3:	Dynamic Modelling of the Two-stage Gasification Process	27
Appendiks 4:	Konvektion	35
Appendiks 5:	Stråling	41
Appendiks 6:	Analytisk løsning af water-gas shift ligningen	49
Appendiks 7:	Entalpi-bestemmelse på basis af Knacke	55
Appendiks 8:	Elementaranalyse af Standard Gasifier Fuel (SGF)	63
Appendiks 9:	Fugtprocent i flis	67
Appendiks 10:	Tømning af koksbed efter uge 37	69
Appendiks 11:	Dynamisk model af koksbedden version 1	73
Appendiks 12:	Dynamisk model af koksbedden version 2	95
Appendiks 13:	Dynamisk model af koksbedden version 3	121
Appendiks 14:	Dynamisk model af koksbedden med inputmodel	153
Appendiks 15:	Stationær model af koksbedden med inputmodel	183

Forord

Denne afhandling er et resultat af ph.d.- projektet: Modellering af fixed koksbed forgasning, der er blevet udført på Institut for Energiteknik, Danmarks Tekniske Universitet i årene 1996-1999.

Professor Bjørn Qvale, Lektor Niels Houbak og Forskningslektor Ulrik Henriksen har været vejledere på dette ph.d.-projekt, som er finansieret af Energiministeriets Forskningsprogram (EFP).

Jeg vil her gerne sig tak til:

Ulrik Henriksen for et stort engagement i mit arbejde samt for konstruktiv vejledning og et godt samarbejde.

Bjørn Qvale for hans kritiske sans og evne til at bidrage med nye vinkler til mit arbejde.

Niels Houbak for hans velvilje til gentagne gange at modificere og udvide SIL, når mine modeller krævede at systemet skulle løse endnu flere differentialligninger. Også en tak for hans evne til at kunne se en vej frem når tingene virkede uoverskuelige.

I denne forbindelse vil jeg også gerne sige tak til de mange mennesker, der har været involveret og bidraget til gennemførslen af dette ph.d. Tak til:

Jens Dall Bentzen for et frugtbart samarbejde under vores forudgående eksamensprojekt, et samarbejde som er fortsat i vores daglige arbejde på Halmfortet.

Freddy Christensen og Steen Nielsen for deres arbejde i forbindelse med ombygning af reaktoren og de forskellige forsøgskørseler.

Torben Lyngbech for hans store hjælp ved at stå for den praktiske udførelse af Makro-TGA eksperimenterne, samt hans omhyggelig og samvittighedsfulde udførelse af målingerne og hans evne til at skaffe plads i kalenderen.

Lasse Holst Sørensen for at initiere samarbejdet med Håvar Risnes og Maria Barrío og tak for hans tro på mine ideer og hans villighed til at ombygge sit forsøgsapparat, så jeg kunne gennemføre mine målinger.

Maria Barrío og Håvar Risnes, NTNU, Norge, for et frugtbart samarbejde som vi alle har fået glæde af i vores respektive arbejder. Et samarbejde som forhåbentlig vil kunne fortsætte i fremtiden.

Martin W. Fock for kompetent gennemlæsning af afhandlingen, mens tiden var knap.

Lena for at hun tog over og passede vores børn og fik vores hjem til at fungere, selv om jeg var meget væk.

Mine to elskede døtre, Sofia og Signe, som i stilhed har måtte acceptere at deres far i perioder har været meget fraværende.

Formål

Gennem en årrække har der i Danmark været arbejdet med anvendelse af biomasse som brændsel til kraftvarmeproduktion, initieret af ønsket om reduktion af CO₂-emissionen. Der er i denne forbindelse udviklet forskellige typer forgasningsanlæg, hvor gassen blandt andet anvendes som motorbrændstof. Hovedparten af de i Danmark anvendte forgasningsprocesser er, at de er af fixed-bed typen.

Hidtil har udviklingen primært taget sigte på at opbygge eksperimentel viden om forskellige forgasningsprocesser og forskellige forgassere (Modstrømsforgassere, Open-core forgassere, Totrinsforgassere, Medstrømsforgassere osv.).

Dette projekt tager sigte på at opbygge teoretiske modeller for koksomsætningen i en fixed bed forgasser. Det er vigtigt at forstå de teoretiske forhold omkring disse relativt små anlæg, som i dag kun er demonstreret op til ca. 5 MW-størrelsen. Med denne forståelse vil man bedre være i stand til at designe og opskalere forgasningsanlæg.

Det er projektets formål at analysere en fixed bed forgasser, således at der kan opbygges modeller, der beskriver såvel stationære som instationære forhold. Dermed skal modellerne kunne simulere dynamikken ved ændringer i driftssituationen, for eksempel ved en ændring af el- og varmeproduktionen fra fuldlast til dellast.

I forhold til at fastlægge motordriften er det vigtigt, at den dynamiske koksbedmodel beregner en korrekt mængde og sammensætning af den producerede forgasningsgas. Det har således vist sig at CO-emissionen fra motoren er tæt relateret til koncentrationen af CO i den producerede gas. Tilsvarende kan et højt brintindholdet i gassen medvirke til en bedre motorgang og give mulighed for høj virkningsgrad under dellast.

Til at fastlægge en styringsstrategi for et totrins forgasningsanlæg er det nødvendigt at have et kendskab til hvor hurtigt bedhøjden ændrer sig i forhold til en given ændring i driftparametrene. Dermed kan det sikres at der til enhver tid opretholdes en passende bedhøjde.

Det har vist sig at koksbedden reducerer tjæreindholdet i gassen betydeligt, hvorfor det er ønskeligt med en koksbed af en passende højde. Samtidig skal det sikres at koksbedden ikke bliver højere end reaktordesignet tillader. Et kendskab til dynamikken i koksbedden kan også fortælle hvor lang tid det vil tage at bygge en koksbed op efter at der for eksempel er sket en gennembrænding.

1. Introduktion

1.1 Organisering af afhandling

Afhandlingen indledes med en kort historisk gennemgang af forgasningsaktiviteterne i Danmark frem til i dag. Dernæst præsenteres de forudgående aktiviteter på Institut for Energiteknik i forbindelse med modellering af fixed bed forgasning.

I kapitel 2 beskrives princippet for tottrinsforgasningsprocessen og der foretages en gennemgang af Institut for Energitekniks 100 kW-forsøgsanlæg, der er baseret på tottrinsprocessen.

I kapitel 3 gives et overblik over litteraturen i forbindelse med modellering af biomasseforgasning i fixed bed. Der gennemgås tillige en systematik vedrørende modellering af fixed bed forgasning.

I kapitel 4 præsenteres to modeller af forgasningsanlæg der begge er baseret på fixed bed-princippet. Det første afsnit beskriver en dynamiske model af forgasningsanlægget i Blære og det andet afsnit beskriver opbygningen af en stationær model af Harboøre Forgasningsanlæg.

I resten af afhandlingen fokuseres der på dynamisk modellering af fixed bed koksfor- gasning, eksemplificeret og verificeret med koksbedden i ET, DTU's forsøgsanlæg.

I kapitel 5 foretages først en række antagelser forud for modelleringen. Dernæst opstilles det samlede ligningssystem for den dynamiske model og til sidst gennemgås løsnin- gen af denne model. Der opbygges tillige en stationær version af modellen.

I kapitel 6 bestemmes der reaktivitet for koks af to træbaserede biomasser: Standard Ga- sifier Fuel (SGF) og bøgeflis.

I kapitel 7 gennemgås to forsøgskørsler med 100 kW-anlægget, hvor der benyttes hen- holdsvis SGF og bøgeflis som brændsel.

I kapitel 8 bliver den dynamiske model verificeret med resultaterne fra disse to forsøg.

I kapitel 9 foretages en parametervariation med såvel den stationære som den dynami- ske model. Betydningen af den totale vandtilsætning bliver undersøgt med den stationære model og den dynamiske model benyttes til at bestemme koksbeddens respons i for- bindelse med en pludselig ændring af driftssituationen. Endelig bliver den stationære model benyttet til at foretage en følsomhedsanalyse på brændslets grundstofsammen- sætning .

Afhandlingen sluttet af med i kapitel 10 at fremlægge forslag til et videre arbejde i for- bindelse med modellering af koksbedden.

1.2 Historisk rids

Forgasning blev opdaget i slutningen af det 18. århundrede og i 1850 var teknologien så udviklet, at store dele af London blev oplyst ved brug af bygas fremstillet ved forgas- ning af kul. I begyndelsen af 1900-tallet blev de første egentlige gengas motorer frem- stillet. Motorudviklingen fortsatte i årene fremover på trods af benzin- og dieselmoto- rernes umiddelbare fortrin.

Gengaskøretøjerne fik dog en pludselig renæssance med udbruddet af 2. verdenskrig, hvor der blev blokeret effektivt for olieforsyningen. Under krigen blev en stor del af den danske vognpark omstillet til gengas drift. På trods af et stort nationaløkonomisk inci- tament til at fortsætte med at være selvforsynende med motorbrændstof efter krigen, betød den tilbagevendende olieforsyning at gengasdrift blev udfaset.

Institut for Energiteknik, det daværende Laboratorium for Energiteknik, DTH, startede i begyndelsen af 1980'erne med at inddrage forgasning i sine aktiviteter, (Schramm & Kofoed, 1983).

Forskningen tog dog først for alvor fat efter 1987, hvor der fra politisk hold blev udtrykt ønske om at benytte halm som ny energikilde. Det viste sig hurtigt at halm var problematisk at bruge i konventionelle forbrændingsanlæg. Herefter det blev besluttet at satse på forgasning af halm.

Der blev iværksat aktiviteter for at bringe teoretisk og praktisk viden om de grundlæggende pyrolyse- og forgasningsprocesser.

Disse aktiviteter blev koncentreret omkring Institut for Energiteknik, DTI og Risø. Herunder blev der på Institut for Energiteknik konstrueret et 50 kW forgasningsanlæg, baseret på tottrinsprocessen, som man udviklede på instituttet.

Samtidig blev der iværksat projekter med det formål at designe og bygge anlæg til forgasning af halm. Eksempler på disse projekter er:

- 1 MW modstrøms skaktforgasser på Kyndbyværket, Vølund.
- 250 kW pyrolyseenhed til kraftværksbrug, Cowi Consult, Vølund og ET, DTU.

Der viste sig efter kort tid at være store problemer med forgasse halm. Problemerne rettede især på forhold vedrørende håndtering af halmen, korrosion og tjærefjernelse. Derefter blev aktiviteterne omkring halmforgasning neddroget og man valgte at fokusere på forgasning af træflis.

I 1993 byggede Vølund en 4 MW modstrømsforgasser i Harboøre og samme år byggede REKA A/S en 400 kW forgasser i Blære, baseret på tottrinsprocessen og endelig opstillede Herning Kommune værket i 1994 en 700 kW modstrømsforgasser (Martezo).

Disse 3 forgassere benytter alle træ som brændsel.

Senere er der blevet byggede nogle mindre forgassere: 100 kW-tottrinsanlægget på DTU (forsøgsanlæg) og Open Core forgasseren, Henrik Houmann, DK-Teknik.

1.3 Modelleringsaktiviteter på Institut for Energiteknik

Tilgangsvinklen til arbejdet med forgasning af biomasse har på instituttet gennem årene ligget i at forstå og beskrive de enkelte delprocesser, der er forbundet med forgasning, primært i fixed bed.

Arbejde har ofte taget udgangspunkt i en praktisk problemstilling, der er søgt løst med passende værktøjer, hvilket her vil sige et tilpas samspil mellem forsøg og teori.

Denne forskning er kombineret med en opbygning af modeller, såvel for de enkelte delprocesser, som for hele anlægget.

Ud over en grundlæggende forståelse af forgasningsprocesserne giver modellering mulighed for at optimere reaktordesign, at bestemme en optimal styringsstrategi samt at fastlægge opskaleringspotentialer.

I det følgende vil dette modelleringsarbejde blive opsummeret.

1.3.1 Tørring

Til at klarlægge omstændighederne ved tørring af flis er der produceret en tørremodel:

- Tørring af flis (Fock & Kildsig, 1996)

Fock & Kildsig har bygget en stationær, endimensional model af tørring af træflis i en gennemstrømningstørringsenhed. Modellen bygger på en differentiell formulering af masse- og energibevarelse. Der er foretaget en eksperimentel bestemmelse af diffusionskoefficienten for træ.

Modellen beregner temperatur og fugtindholdet for såvel flis som tørreluften ved udgangen af tørreenheden.

1.3.2 Pyrolyse

Til beskrivelse af forholdene under pyrolyse er der opbygget to modeller:

- Analyse af en pyrolyseenhed, (Dahl & Fenger, 1996)
- Pyrolyse af træflis ved recirkulering af pyrolysegas (Jensen et. al., 1996)

Dahl & Fenger har bygget en stationær, todimensional model af varmeovergangsforholdene i en eksternt opvarmet pyrolyseenhed til pyrolyse af halm. Dette arbejde bygger på en differentiell formulering af masse- og energibevarelse, sammen med resultaterne fra et empirisk arbejde vedrørende masse- og varmetransport under sneglepyrolyse.

Modellen bestemmer koksens pyrolyseringsgrad ved udløb, effektforbrug som funktion af længderetningen samt aksial og radiær temperaturfordeling.

Jensen et. al. har konstrueret en model af pyrolysenhed med recirkulering af de flygtige bestanddele gennem en eksternt varmeveksler. Dette arbejde baseres på en differentiell formulering af masse- og energibevarelse kombineret med en eksperimentelt baseret pyrolysemodel. Modellen opererer med forskellig temperatur af flis og gas og medtager simple varmeovergangsberegninger.

Modellen beregner foruden koksens pyrolyseringsgrad, temperaturen af pyrolyseret koks og pyrolysegas.

1.3.3 Forgasning

Til beskrivelse af koksbedden er der foruden dette arbejde fremstillet en dynamisk model:

- Modelling a straw gasifier using the SIL system (Houbak & Henriksen, 1994)

Houbak & Henriksen har fremstillet en simpel dynamisk endimensional model af koksbedden i tottrinsforgasseren. Som grundlag herfor er der opstillet en differentiellformulering af masse- og energibevarelse som funktion af tiden og længderetningen i koksbedden. Reaktiviteten som funktion af temperaturen er fundet ved en parametertilnærmelse til eksperimentelle data. Gas og koks har samme temperatur i tværsnit af reaktoren og der medtages ikke varmeledning.

1.3.4 Samlet forgassermode

Der er konstrueret to modeller, hvor hele forgasseren beskrives. Begge modeller er rapporteret i (Henriksen et. al., 1991):

- Stationær model af eksternt opvarmet forgasser
- Stationær model medstrømsforgasningsprocesser

Begge modeller bygger på masse- og energibevarelse for det samlede system, samt kemisk ligevægt i gassen ved udgangen, hvor CH_4 fra pyrolysen dog ikke bringes til ligevægt. I den sidste af de to modeller er der tillige implementeret en simpel pyrolysemodel.

Modellerne bestemmer sammensætning og brændværdi af produktgassen. Dertil bestemmes anlæggets koldgaseffektivitet og henholdsvis varmekonsum/varmetab.

1.3.5 Energisystemer med tottrinsforgasseren

I forbindelse med indkøringen af 400 kW demonstrationsanlægget i Års (Bentzen & Henriksen, 1998), blev der udviklet en dynamisk model der inkluderer alle anlæggets komponenter og deres indbyrdes dynamiske vekselvirkning:

- Dynamisk model af tottrinsforgasningsprocessen (Bentzen & Gøbel, 1995)

Modellen bygger på såvel differentielle som ikke differentielle formuleringer af masse- og energibevarelse, ligevægt i forgasningsgassen, bestemt ved water-gas shift reaktionen, varmeovergangsforhold og simple empiriske udtryk for forholdene under tørring og pyrolyse. Der indgår tillige en beskrivelse af motoren og varmevekslersystemet. Modellen beregner massestrømme og temperaturer gennem anlægget, gassens sammensætning, varmetab samt fjernvarme- og elproduktion. Dertil kommer at modellen beregner varmevekslereffektiviteten.

Der er tillige udført et arbejde på instituttet, hvor der blev opbygget en stationær energisystemmodel af et kraftvarmesystem bestående af en medstrømsforgasser, motor og varmevekslersystem. (Fock & Thomsen, 1999)

1.3.6 MakroTGA

I tillæg til det præsenterede modelarbejde i forbindelse med forgasningsprocessen er der tillige udført et detaljeret arbejde i forbindelse med modellering af forholdene i en makroTGA: "Teoretiske betragtninger vedrørende termiske forhold i en makro TGA forsøgsreaktor" (Henriksen, 1998)

I forbindelse med dette arbejde er der opbygget tre modeller der beskriver forholdene i makroTGA-reaktor under forgasning af halmkoks

- Stationær endimensional model
- Dynamisk endimensional model
- Dynamisk todimensional model

Alle modellerne bygger på en differentiell formulering af masse- og energibevarelse og målinger af varmeledningsevnen.

For den dynamiske todimensionale model benyttes et kinetikudtryk for koksomsætningen, hvor der tages hensyn til indflydelsen af temperaturen, brint- og dampkoncentrationen, samt omsætningsgraden. Det antages at der er ligevægt efter water-gas shift reaktionen og at der er plug-flow strømning.

Den todimensionale model beregner den gennemsnitlige reaktivitet og omsætningsgrad for hele prøven i reaktoren. Dertil beregnes reaktivitet, omsætningsgrad, temperatur og gassammensætning som funktion af tid og såvel radiær som aksial position. Modellen kan forudsige tendens til kanaldannelse.

2. Beskrivelse af tottrinsprocessen

I dette kapitel beskrives det forgasningsanlæg, der modelleres i denne afhandling, herunder det princip der ligger til grund: tottrinsprincippet. Først introduceres begreberne pyrolyse og forgasning, hvorefter tottrinsprocessen og forgasningsanlægget på Institut for Energiteknik, DTU beskrives.

2.1 Pyrolyse og forgasning

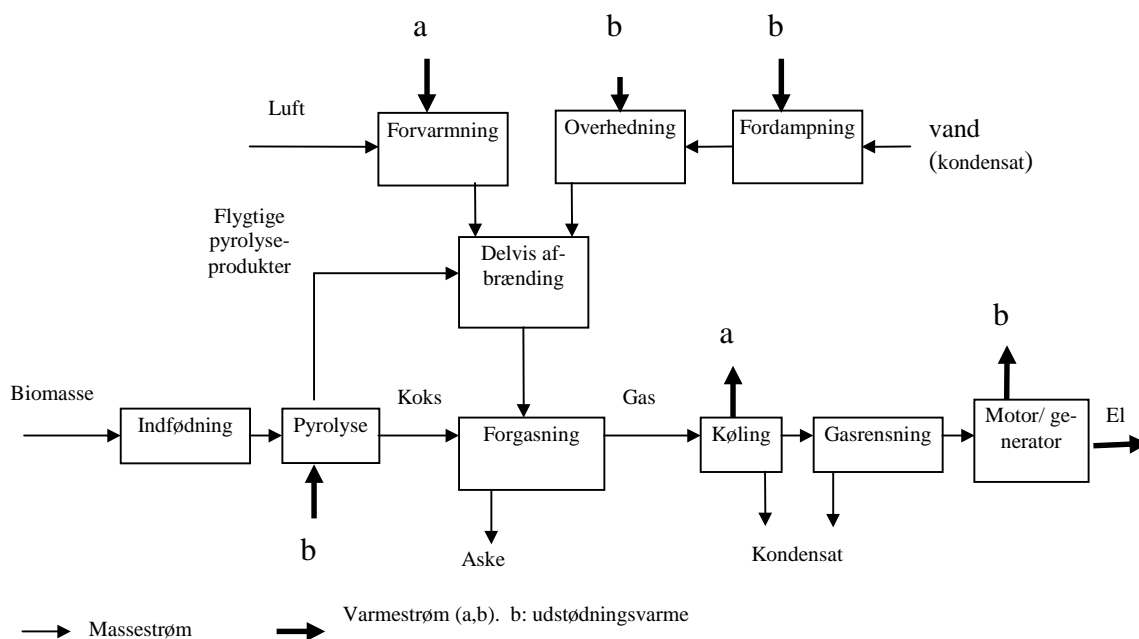
Termisk konvertering af biomasse til en brændbar blandingsgas indebærer tre procestrin: Tørring, pyrolyse og forgasning.

Pyrolyse er en proces, hvor et stof, under opvarmning i en inaktiv atmosfære, dekomponeres til fast kulstof (koks), gasser og kondenserbare bestanddele. Når biomasse opvarmes, afdamper først en mængde vanddamp. Ved opvarmning til en temperatur over 200 °C begynder flygtige bestanddele at evaporere fra biomassen. Når hele biomassen er opvarmet til omkring 600 °C, frigøres kun begrænsede mængder flygtige bestanddele ved yderligere opvarmning. Godt halvdelen af den oprindelige energi i biomassen er nu bragt på gasform og resten er bundet i koksen.

Ønskes koksresten konverteret til gas (forgasning), tilføjes et forgasningsmiddel. Dette kan være H_2O , CO_2 , O_2 , luft, H_2 eller kombinationer heraf. Kulstoffet i koksresten vil da reagere med forgasningsmidlerne og danne brændbare gasser (CO , H_2 , CH_4).

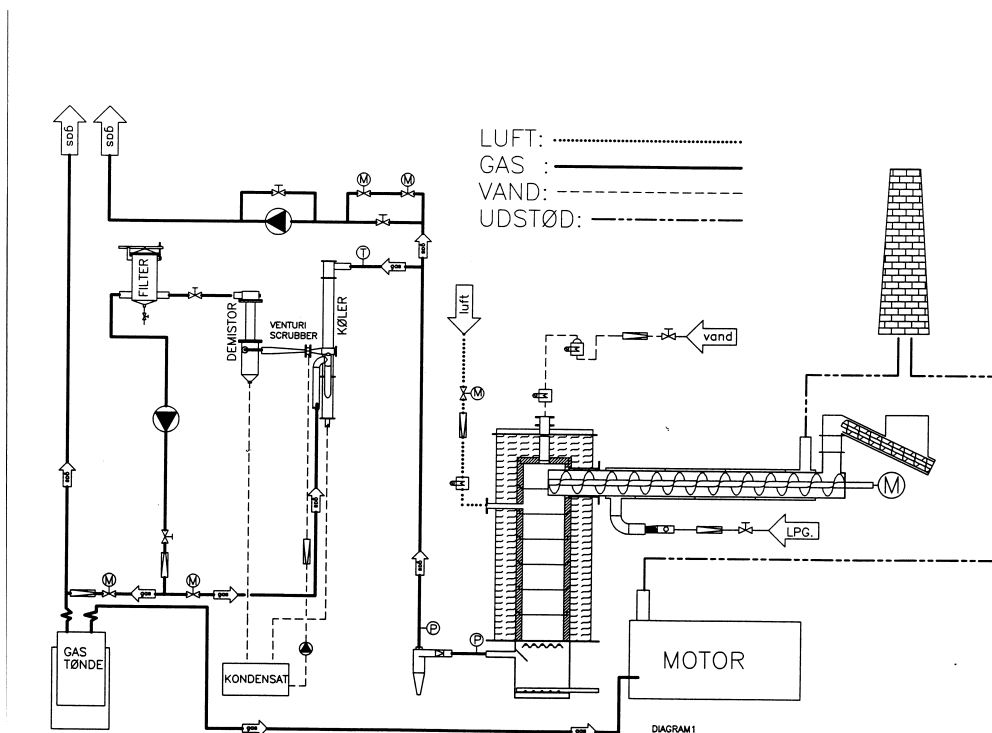
2.2 Forgasningsanlægget på DTU

På Institut for Energiteknik, DTU, har man siden begyndelsen af firserne arbejdet med termisk konvertering af biomasse til motorgas. På denne baggrund er tottrinsprocessen udviklet. Processen har fået sit navn, fordi man til forskel fra en række andre konverteringsanlæg udfører pyrolyse og forgasning i to fysisk adskilte procestrin.



Figur 2.1 Procesdiagram for tottrinsprocessen

Totrinsprocessen udmærker sig ved at producere en gas med en høj brændværdi og et meget lavt indhold af tjære. Dette er vigtigt såfremt den producerede gas skal anvendes til motorbrændstof. Derudover er totalvirkningsgraden (el og varme produceret i forhold til indfyret brændsel og elforbrug) høj i forhold til andre kraftvarmeteknologier, der bruger biomasse som brændsel.



Figur 2.2 100 kW forsøgsanlægget på ET, DTU.

2.3 Procesbeskrivelse

Ved at følge biomassen rundt i systemet (figur 2.2) beskrives herunder processen.

2.3.1 Pyrolyserøret

Biomasse doseres manuelt gennem en luge for enden af pyrolyserøret. I pyrolyserøret fremføres biomassen af en snegl, og skal principielt opvarmes af udstødningsgassen fra gasmotoren, som vist på figur 2.1. (I forsøgsanlægget er dette simuleret ved en tilsvarende afbrænding af flaskegas). Når biomassen er opvarmet til temperaturer over 100 °C begynder biomassens indhold af fugt, at dampe af. Ved yderligere opvarmning af biomassen til temperaturer over 200 °C afgives dens flygtige bestanddele (volatiles) i form af tjærestoffer, vanddamp, kuldioxid og brændbare gasser. Denne pyrolyse fortsætter til biomassen er opvarmet til omkring 1000 °C, men allerede ved 600 °C er hovedparten af de flygtige bestanddele afgasset.

2.3.2 Delvis afbrænding

I toppen af forgasningsreaktoren, tilsættes overheded vanddamp og forvarmet luft, hvorved en del af de flygtige bestanddele afbrændes. I denne zone bliver der så varmt (omkring 1200 °C, se figur 7.14) at tjærestofferne dekomponerer (krakker) ved partial oxidation (Brandt & Henriksen, 1998). Den faste del af biomassen (koksen) falder ned i forgasningsreaktoren og danner en koksbed (koksbed).

2.3.3 Forgassningsreaktoren

Den varme, dampholdige gasblanding strømmer ned gennem koksbedden i forgasningsreaktoren. Vanddamp og koks reagerer med hinanden (forgasning) og der dannes brandbare gasser. Disse reaktioner kræver energi (endoterme reaktioner), så temperaturen falder ned gennem koksbedden. Temperaturen i bunden af forgasningsreaktoren er ca. 800 °C.

2.3.4 Varmevekslere der har forgasningsgas som varm gas

Energien i forgasningsgassen udnyttes til at opvarme andre delprocesser. Først forvarmes luften, der tilsættes i den delvise afbrænding og endelig opvarmes vandet i en fjernvarmekreds. Dette system af varmevekslere er ikke indbygget på forsøgsanlægget på DTU, men er demonstreret på et 400 kW anlæg (Bentzen & Henriksen, 1998) i Nordjylland, (se figur 4.1).

2.3.5 Vaskesystem og motor

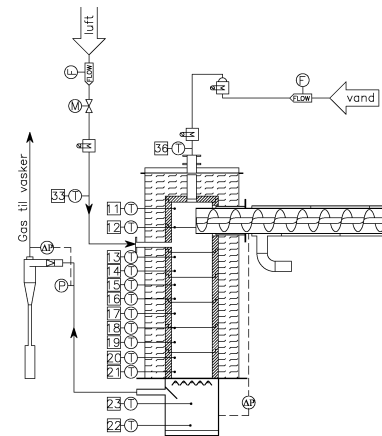
Efter at gassen er kølet ned, renses gassen i et vaskesystem og strømmer ind i en gasmotor. En gasmotor suger gassen, og med gas som brændstof driver motoren en generator. Motorens kølekreds kan udnyttes til fjernvarme.

2.3.6 Varmevekslere der har udstødningsgas som varm gas

Udstødningsgassens energi skal anvendes til at pyrolysere biomassen med, fordampe vand og overhede dampen der tilføres i den delvise afbrænding. Endelig er der til sidst indkoblet en fjernvarmekreds, før udstødningsgassen sendes ud gennem skorstenen. Disse elementer er ikke indbygget i forsøgsanlægget på DTU, men er demonstreret på et 400 kW anlæg i Nordjylland (Bentzen & Henriksen, 1998).

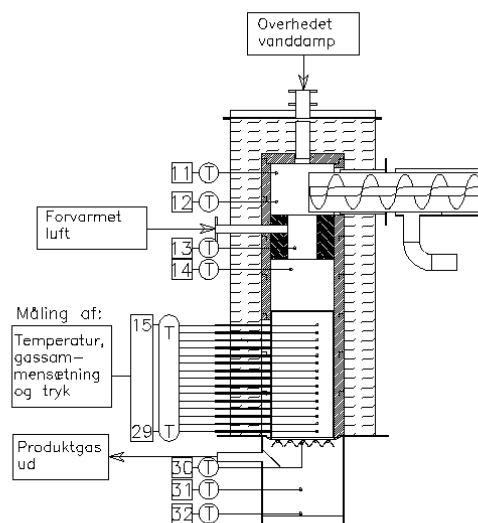
2.4 Forgassningsreaktoren

På figur 2.2 ses anlægget, hvor flisen indføres via indfødningsystemet og videre over i sneglen i pyrolyseenheden, der bliver tilført ekstern varme. Koksen falder derefter ned i forgasningsreaktoren, mens en del af pyrolysegasserne afbrændes i rummet over koksbedden, for at producere varme til forgasningen og samtidig krakke pyrolysetjæren. I bedden producerer koksen gas, der passerer gennem gasrensningssystemet og videre til motoren, hvor den bliver brændt af. Røggassen bliver sendt til skorstenen.



Figur 2.3. Forgasningsreaktoren før ombygning.

Forgasningsreaktoren er blevet modificeret mellem to forsøgskørsler (SGF- og uge 37 forsøget). Oprindeligt var reaktoren udstyret med syv fastsiddende termofølere, placeret ½-1 cm inde i reaktoren. (figur 2.3) Senere blev reaktoren i stedet forsynet med 15 målesonder, således at det var muligt at måle temperaturer, tryk og gassammensætning over hele reaktorens tværsnit (figur 2.4).



Figur 2.4. Forgasningsreaktoren efter ombygningen.

3 Modellering

En model er en beskrivelse, en afbildning eller en anden form for repræsentation af et system, og derfor vil en model altid være mere eller mindre idealiseret, dvs. at den har en mindre kompliceret struktur end det system, som den beskriver. Det er meget vanskeligt at afgøre, hvor idealiseret en model skal være. På den ene side er det naturligvis vigtigt, at modellen indeholder den information, der er relevant for at løse det aktuelle problem tilfredsstillende. På den anden side er det vigtigt, at modellen ikke indholder så megen information, at den bliver uløselig eller for besværlig og ressourcekrævende at anvende i praksis. Det er i praksis altid nødvendigt, men yderst vanskeligt, at finde et passende kompromis.

Under modelleringen udarbejdes modeller af stigende detaljeringsniveau.

3.1 Litteratur om modellering

I dette afsnit gennemgås arbejdet inden for modellering af forgasning, der er foretaget uden for ET, DTU. Modellering af forgasning har traditionelt baseret sig på erfaringer opnået med forgasning af kul. Hobbs et. al. (1993) har samlet erfaringerne, der er gjort indenfor modellering af fixed bed forbrænding og forgasning af kul. Således identificerede Hobbs 37 modeller, der alle var udviklet til beskrive forgasning og forbrænding af kul efter modstrømsprincippet. Dertil blev der identificeret tre medstrømsmodeller, hvoraf to var baseret på forgasning af biomasse:

- Groeneveld & van Swaaij (1980)
- Chen & Gunkel (1987)

Disse to modeller vil blive gennemgået kort:

Groeneveld & van Swaaij (1980) har på basis af en model for en enkelt partikel opbygget en stationær model af en medstrømskoksbed. Modellen medtager masse- og energitransport mellem gas- og faststoffase og antager ligevægt efter water-gas shift reaktionen. sammen med bedhøjden beregner koksbedmodellen gasmængde og gassammensætning efter koksreaktoren. Den beregnede gassammensætning efter reaktoren sammenlignes med en ”typisk” målt gassammensætning, opnået ved eksperimenter med et laboratorieanlæg. Her beregnes gassammensætningen indenfor 1,5 %-point. Der rapporteres ikke om en sammenligning af den beregnede og den målte gasmængde.

Chen & Gunkel (1987) baserer ligeledes deres forgassermodel på en enkelt-partikkelmodel. Modellen er opbygget som en stationær to-zone model. Første zone inkluderer tørring, pyrolyse og oxidering og er baseret på masse og energibevarelse. Modellen for anden zone beskriver de stationære forhold under forgasning. Zone-to-modellen er bygger på masse og energibevarelse og antagelser om kugleformede partikler, fast ændring i porøsitet og ligevægt efter water-gas reaktionen. Modellen bestemmer den lokale temperatur og gassammensætning ned gennem koksbedden. Der rapporteres ikke om sammenligning med måldata fra koksbedden. Derimod sammenlignes den beregnede sammensætning af produktgassen med data fra litteraturen. Her opnås i et tilfælde en bestemmelse af gassammensætningen inden for 3 %-point.

Efterfølgende er der identificeret yderligere to modeller af biomasse fixed bed forgasning:

- Manurung & Beenackers (1993): Modeling and Simulation of an Open Core Down-Draft Moving Bed Rice Husk Gasifier
- Di Blasi et. al. (1998): Modelling and Simulation of Fixed-Bed Biomass Gasifiers

Manurung & Beenackers (1993) en stationær, endimensional model af en open core medstrømsforgasser, hvor der benyttes ris-skaller som brændsel. Modellen er på samme måde som modellen af Chen & Gunkel (1987) opbygget som en to-zone model, hvor der fokuseres på forholdene i reduktionszonen (forgasning af koks). Forgasningsmodellen bygger på masse- og energibevarelse, antagelse af ligevægt efter water-gas shift reaktionen, plug-flow, ingen temperaturdifferens mellem faststof og gas, samt et n^{te}-ordens kinetikudtryk for koksomsætningen.

Modellen bestemmer koksomsætningseffektivitet, mængde og brændværdi af produktgas, samt temperatur og gassammensætning som en funktion af afstanden fra risten. Modellen er blevet verificeret med målinger fra to mindre medstrømsforgassere. I bunden af reaktoren beregnes temperaturene med en afvigelse på 150-300 °C i forhold til målingerne. Denne afvigelse falder til ca. 20-30 °C i toppen af reaktoren. Tilsvarende bestemmes gassammensætningen med en afvigelse på 6-8 %-point på positioner i toppen af reaktoren, faldende til afvigelser inden for 2-3 %-point nær risten.

Di Blasi et.al. (1998) har udviklet en endimensional, dynamisk model for fixed bed forgassere. Hvilket således er den første dynamiske model af biomasse-forgasning i fixed bed, som er beskrevet i litteraturen

Modellen har en separat beskrivelse af de enkelte processer under pyrolyse og forgasning. I det følgende fokuseres på forholdene under forgasning af koksen.

I denne zone bygger modellen på:

- masse og energibevarelse
- separation mellem faststof- og gastemperatur
- varmeudveksling mellem faststof- og gasfase ved stråling
- varmeudveksling med omgivelserne
- water-gas shift reaktionen
- tre alternative partikkelmodeller til mulig beskrivelse af biomasse partiklens omsætning.
- Kinetikudtryk baseret på partialtrykket af CO₂ og H₂O.

Modellen er verificeret med data fra et laboratorieforsøg. Forsøget er udført i modstrømsanlæg, hvor der er benyttet bøg som brændsel.

Her er rapporteret en sammenligning mellem gassammensætning og brændværdien af produktgassen som funktion af tiden. Den beregnede sammensætning af produktgassen stemmer overens med målingerne indenfor ca. 2 %-point. Tilsvarende beregnes brændværdien af produktgassen med en nøjagtighed på ca. 6 %.

Temperaturerne af gassen og faststoffet er bestemt ned gennem bedden og sammenlignet med et målt temperaturprofil (stationært). Her findes temperaturen i bunden inden for ca. 150 °C og i toppen er afvigelsen fra måldata på ca. 15 °C. Derudover er der illustreret forskellige temperaturprofiler ned gennem bedden som funktion forskellige varmeovergangstal mellem bed og reaktorbæg.

3.2 Princippet for modellering

Buekens og Schoeters (1985) lavede en gennemgang og systematisering af den hidtidige modellering indenfor forgasning. Artiklen gennemgår værktøjer for modellering af pyrolyse og forgasning. Værktøjerne er masse-, energi-, og bevægelsesmængdebevarelse, sammen med ligevægtsdata og hastighedslove. Arbejdet tager udgangspunkt i opbygning af modellering af forgasning af biomasse, såvel fixed bed som fluid bed forgasning, men er kun eksemplificeret med modeller indenfor kulfor gasning. I det følgende vil denne systematik blive gennemgået.

Der arbejdes med en klassificering af modellerne i fire grupper efter stigende kompleksitet:

- Ligevægtsmodeller, hvor gassammensætningen er beregnet på baggrund af en valgt reaktionstemperatur og en antagelse af kemisk ligevægt i enten gasfasen eller mellem gas- og faststoffase. Medtager intet kinetikudtryk
- Kinetikfri modeller, hvor reaktoren er opdelt i zoner. Sammensætningen efter forgasningszonen er beregnet ved en ligevægtsbetragtning og temperaturen af de enkelte zoner er bestemt ved energibalance.
- Stationære modeller, baseret på masse- og energibalance, hvor de tidsafledte er negligeret. Der opstilles et udtryk for de heterogene reaktioner (kinetikudtryk). Det antages ofte at der er water-gas shift ligevægt.
- Dynamiske modeller, baseret på masse- og energibalance. Der opstilles et udtryk for de heterogene reaktioner (kinetikudtryk). Det antages ofte at der er water-gas shift ligevægt i forgasningszonen. Ligningssystemet er ofte simplificeret ved at negligere de tidsafledte for nogle af variablene, ved for eksempel at betragte forbrændingszonen som en stationær proces.

3.2.1 Ligevægtsmodeller

Sammensætningen af forgasningsgassen kan beregnes på baggrund af den klassiske behandling udført af Gumz (1950). Modellen beskriver den ligevægt, der vil indstille sig når et forgasningsmiddel i form af H_2O , CO_2 eller H_2 , bringes i ligevægt med fast kulstof (evt. med et vist indhold af N, H eller O).

Gasligevægte med fast kulstof beskrives ved følgende tre reaktionsligninger:

- | | |
|---------------------------------------------------------------------------|----------------------|
| 1. $\text{C} + \text{CO}_2 \leftrightarrow 2\text{CO}$ | Boudouard reaktionen |
| 2. $\text{C} + \text{H}_2\text{O} \leftrightarrow \text{CO} + \text{H}_2$ | Vand-gas reaktionen |
| 3. $\text{C} + 2\text{H}_2 \leftrightarrow \text{CH}_4$ | Metan reaktionen |

Dertil opstilles der fire atombalanceligninger for henholdsvis carbon, brint, ilt og kvælstof.

Som udgangspunkt for modellen antages det, at de tre heterogene reaktioner forløber til ligevægt. Sammenligninger med praktiske forsøg viser at denne antagelse ikke nødvendigvis er opfyldt. For at kompensere for dette indføres en korrektionsfaktor for hver af de tre ligevægtskonstanter. Faktoren, der er mellem 0 og 1, udtrykker hvor langt den aktuelle reaktion er fra ligevægt. Forsøg viser, at kulstofs reaktion med kuldioxid og damp tilnærmelsesvis når til ligevægt, hvorimod brintreaktionen ikke når til ligevægt (vandreaktioner forløber ca. 1000 gange hurtigere end brintreaktionerne). Gumz finder

at korrektionsfaktorerne for kuldioxid-, vand- og brintreaktionerne skal være henholdsvis 1, 1 og 0,24.

3.2.2 Kinetikfri modeller

I denne type modeller opdeles processen i to eller flere zoner. Modelleringen af forgasningszonen baserer sig normalt på principperne for ligevægtsmodellerne, blot medtages også en energibalance til at bestemme temperaturen. Dernæst beregnes en sammensætning af en pyrolysegas, baseret på empiriske data. Disse to gasser summeres til bestemmelsen af endelig gassammensætning.

3.2.3 Stationære modeller

Reaktoren opdeles i zoner, svarende til den traditionelle opdeling. Der opstilles masse- og energibalancer for de enkelte zoner uden at medtage de tidsligt afledte. Sammen med omsætningshastigheder for de heterogene reaktioner opstilles en model for omsætningen af de enkelte partikler. Dette betyder at modellerne i modsætning til de kinetikfrie modeller, kan beregne forholdene ned gennem reaktoren, da der tages hensyn til partiklernes volumenændring under omsætningen.

3.2.4 Dynamiske modeller

De dynamiske modeller bygger på betragtningerne for de stationære modeller, blot medtages også de tidsligt afledte for masse- og energibevarelsen. Dette resulterer i et sæt af partielle afledte, der er vanskelige at løse. For at simplificere disse modeller kan der på basis af stationære betragtninger foretages forsimplinger. Dette kan ske i form af en negligering af de tidsligt afhængige for faktorer, der enten beskriver meget hurtige eller langsomme fænomener, dog med tab af information.

4.1.2 Model

Modellen er opbygget af moduler, hvor de enkelte moduler beskriver en af anlæggets hovedkomponenter. Dermed opnås en beskrivelse af dynamikken i samspillet mellem anlæggets forskellige elementer. Samtidig er det enkelt at ændre modellen i det tilfælde at anlægget bliver ombygget eller at der bliver opbygget en bedre model af en enkelt komponent.

I det følgende vil hovedtrækkene i modellerne af de enkelte elementer blive præsenteret.

Generelt er modellen baseret på energibevarelse:

$$\sum \frac{\partial}{\partial t}(M' \cdot u) + \sum \frac{\partial}{\partial x}(m \cdot h) = \dot{Q}' \quad (4.1)$$

og massebevarelse:

$$\sum \frac{\partial M'}{\partial t} + \sum \frac{\partial m}{\partial x} = 0 \quad (4.2)$$

Pyrolyserør:

Varmeoverførslen mellem motorens udstødningsgas til biomassen blev modelleret ved at beregne stråling, konvektion og varmeledning. Til at beskrive selve pyrolysen blev der på basis af målte pyrolysedata (Henriksen et. al., 1991) opstillet et udtryk der beregner den aktuelle pyrolyseringsgrad som funktion af temperaturen:

$$\frac{1}{W_{vol}(T)} \cdot \frac{dW_{vol}(T)}{dT} = \frac{-\frac{0,50 \cdot \pi}{400} \cdot \sin((T - 423) \cdot \pi / 400)}{0,50 + 0,50 \cdot \cos((T - 423) \cdot \pi / 400)}, \quad 423K \leq T < 823K \quad (4.3)$$

Delvis afbrænding

Efter pyrolysen afbrændes en del af de flygtige pyrolyseprodukter for at krakke tjæren og hæve temperaturen til forgasningsprocessen. Dette modelleres ved brug af ligning 4.1 & 4.2 sammen med antagelsen af ligevægt i gassen ved water-gas shift reaktionen:

$$K_a(T) = \frac{[H_2O] \cdot [CO]}{[H_2] \cdot [CO_2]} \quad (4.4)$$

Koksforgasning

En serie makroTGA målinger (Stoltze et. al., 1994) udført med ren vanddamp blev tilpasset til de aktuelle forgasningsbetingelser under antagelse af at kunne følge et simpelt Arrhenius og dernæst tilnærmet med en potensfunktion:

$$R_{koks}(T) = A \cdot e^{\frac{-E}{R \cdot T_{koks}}} = \frac{dw_{koks}}{dt} \cdot \frac{1}{w_{koks}} \approx bT^a = b[T(x, T_0)]^a \quad (4.5)$$

hvor x er dybden ned i reaktoren (sted-koordinat), regnet fra toppen af koksbedden.

Baseret på ligning 4.5, blev der foretaget en semi-analytisk integration over hele koksbedden. Dette resulterede i et udtryk, som giver den totale koksomsætning:

$$\frac{dW_{\text{koks}}}{dt} = \frac{\dot{m}c_p}{-\Delta h_{\text{koks}}} (T(x, T_0) - T_0) \quad (4.6)$$

Varmevekslere

Anlæggets varmevekslere er beskrevet ved "Number of Transfer Units" – metoden (Incropera & DeWitt, 1990).

Gasrensning, gastank og motor/generator

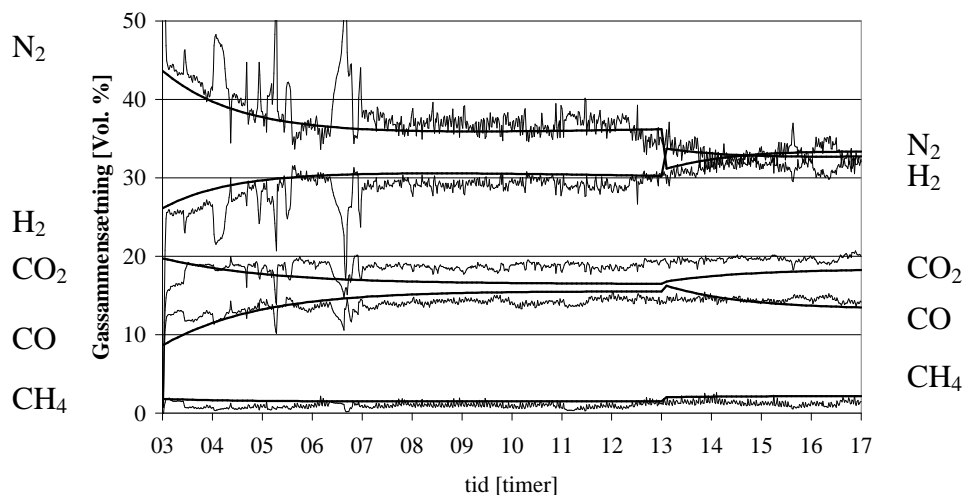
Modelleringen af disse elementer er baseret på energibevarelse og massebevarelse (ligning 4.1 & 4.2). For motor-generator systemet er disse udtryk kombineret med effektivitetsfaktorer i form af en volumetrisk virkningsgrad og en el-virkningsgrad.

4.1.3 Simulering

Den opstillede model består af et system af ikke-lineære algebraiske ligninger koblet med et system af sædvanlige og partielle differentialligninger. Dette ligningssystem blev løst numerisk ved brug af SIL. (Houbak, 1987)

4.1.4 Resultater

Modellen blev verificeret ved at sammenligne resultater fra modellen med måleresultater fra almindelig drift af anlægget. Dette illustreres i figur 4.2, hvor den målte gassammensætning sammenlignes med den beregnede.

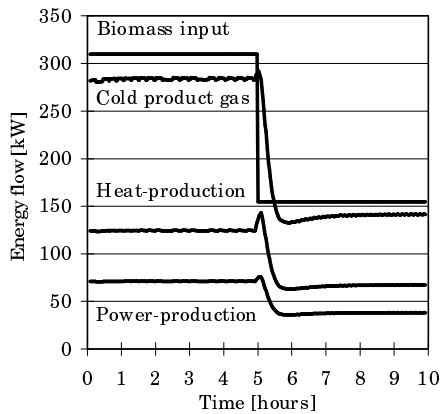


Figur 4.2. Sammenligning mellem målte og beregnede gassammensætninger.

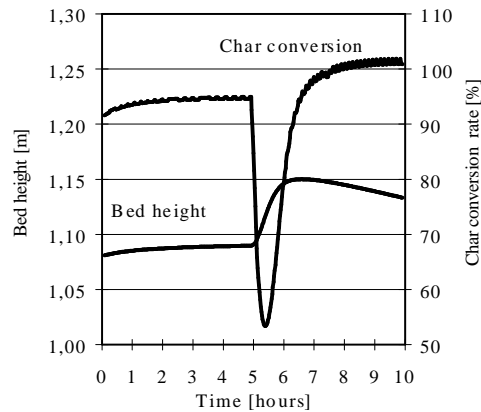
Dataene i figur 4.2 illustrerer et forløb kort efter opstart. Flowet af biomasse og luft ændres efter yderlige ti timers drift.

4.1.5 Parametervariation

I det følgende benyttes modellen til at undersøge hvorledes forgasseren responderer på en omstilling fra fuldlast til dellast. Dette gøres ved at sænke biomasse- og dampflowet med 50 % og luftflowet med 45 %.



Figur 4.3. Energistrømme, før og efter ændring til halv last (Gøbel et. al., 1999).



Figur 4.4. Bedhøjde og koksomsætningsrate, før og efter ændring til halv last. Koksomsætningsraten er defineret som forholdet mellem omsat koks i koksbedden og tilført koks til koksbedden (Gøbel, et. al., 1999).

Det ses af figur 4.3, at det tager ca. en halv time før energiproduktionen er reduceret, svarende til halv last. Figur 4.4 illustrerer hvorledes bedhøjden inden for en time når en maksimalværdi, for dernæst at falde jævnt mod en ny stationær tilstand. (Den stationære tilstand er ikke vist i figur 4.4). Denne stigning skyldes at den totale reaktivitet i koksbedden falder hurtigt efter omskiftet til halv last, hvorimod det tager ca. en halv time inden at koksflowet til forgasningsreaktoren er reduceret tilsvarende. Dermed tilføres der mere koks end der omsættes, hvorfor bedhøjden stiger.

4.1.6 Konklusion

Der er opbygget en dynamisk model, for forgasningsanlægget i Blære, der er beskrevet i (Bentzen & Gøbel, 1995) og (Gøbel, et. al., 1999). Modellen beskriver samspillet mellem anlæggets forskellige komponenter. Der blev vist en god sammenhæng mellem modelresultater og målinger.

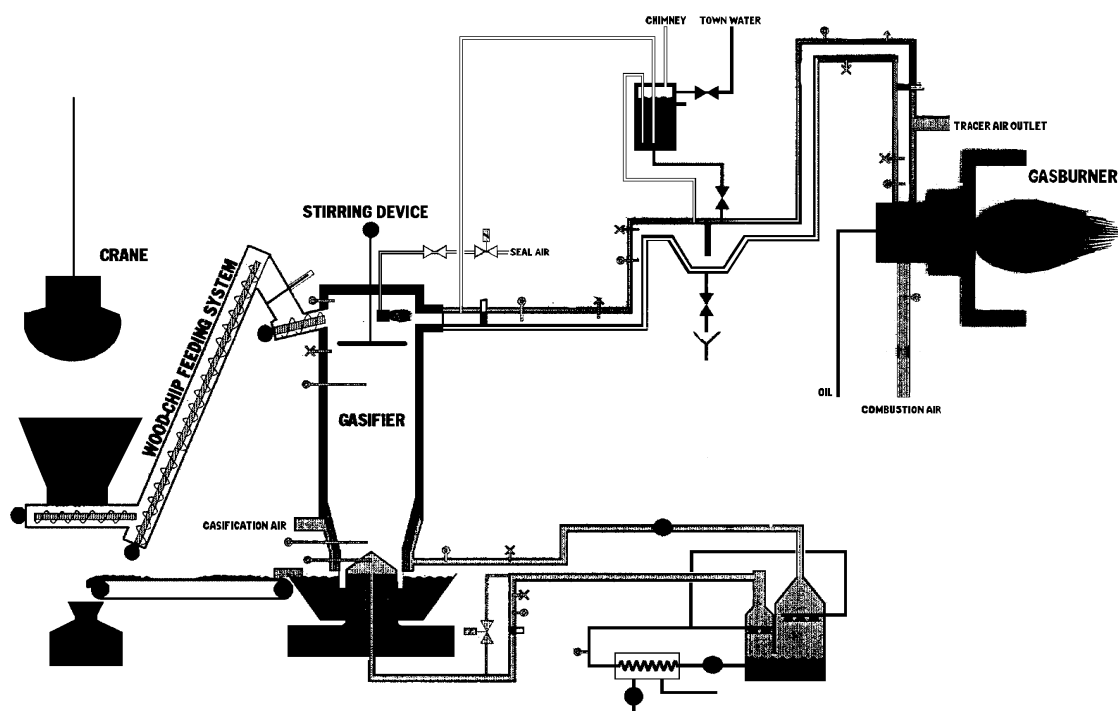
4.2 Stationær model af Forgasningsanlægget i Harboøre

Det foreliggende arbejde omfatter også etablering af en matematisk model af forgasningsanlægget i Harboøre. Der er opbygget en stationær endimensional model af Harboøre Forgasningsanlæg, for at kunne få et billede af forholdene ved modstrømsforgasning af flis og få et indtryk af konsekvenserne for specielt gassammensætning, energieffektivitet og brændværdi, ved en ændring af anlæggets parametre.

4.2.1 Anlægsbeskrivelse

Forgasningsanlægget på Harboøre Varmeværk blev bygget i 1993 af Vølund som et barmarksprojekt. Anlægget er baseret på modstrømsprincippet og udlagt til, på basis af træflis, at producere 4 MW gas, som afbrændes i en gaskedel. Denne varmeproduktion danner grundlag for forsyning af Harboøre med fjernvarme. Det er planen at overgå til kraftvarmedrift, når tjæreindholdet i gassen er bragt så langt ned, at dette er teknisk muligt.

I modsætning til forgassere bygget efter medstrømsprincippet, stiller modstrømsforgassere ikke store krav til brændslet med hensyn til aske og fugtindhold, hvilket gør denne proces umiddelbar brugbar til at udnytte skovflis og affaldstræ som brændsel.



Figur 4.5 Harboøre Forgasningsanlæg

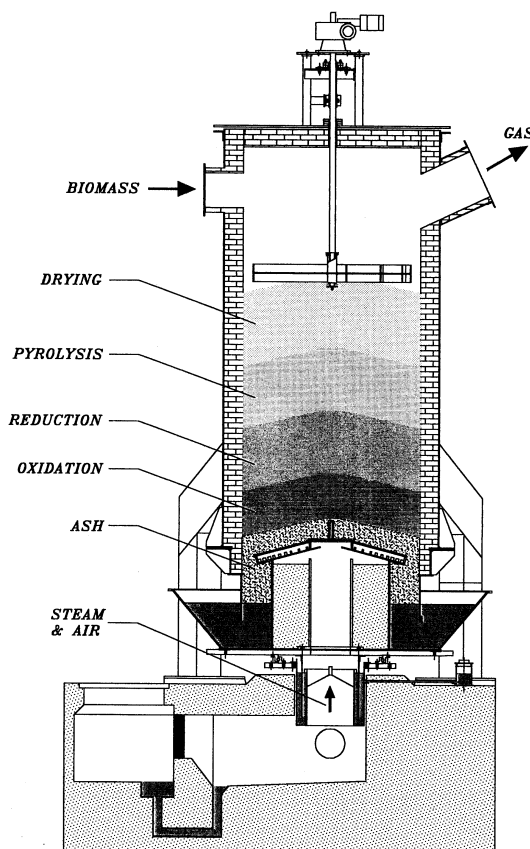
Anlægget er opbygget som en traditionel skaktforgasser efter modstrømsprincippet, hvilket vil sige at brændsel og forgasningsmiddel har modsat gennemstrømsretning i reaktoren. Dette medfører at der produceres anseelige mængder tjære, som skal udnyttes for at anlægget bliver driftsøkonomisk rentabelt (Nielsen & Heeb, 1998). En skitseret løsning har været at anbringe en brænder efter selve forgasningsreaktoren. Denne løsning undersøges tillige i denne model.

4.2.2 Konklusion

Der er opstillet en simpel stationær model for Harboøre Forgasningsanlæg, der beregner hvilken gasmængde og -sammensætning, der opnås ved stationær drift under forskellige driftforhold. Resultaterne ved kørsel med modellen er sammenlignet med resultaterne fra et forsøg kørt på Harboøre Forgasningsanlæg. Forsøget er kørt med en indfyret mængde brændsel svarende til $1 \text{ MW}_{\text{termisk}}$. Sammenligning af resultater fra modellen og forsøget giver en bestemmelse af gassammensætningen med en nøjagtighed bedre end 2 procent-point på de enkelte komponenter.

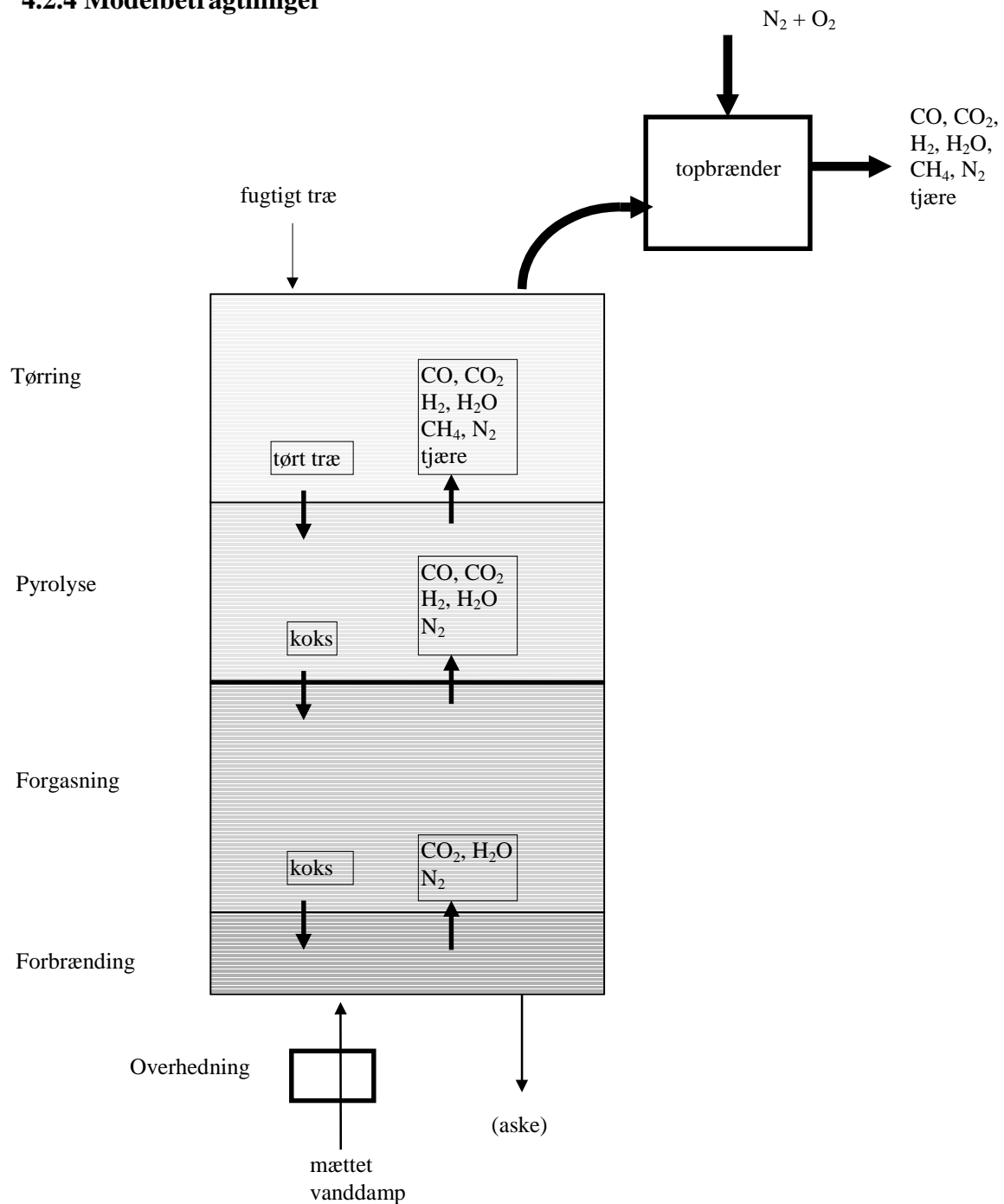
4.2.3 Modelbeskrivelse

Overordnet beskrives reaktoren som et volumen opdelt i fire zoner: tørrings-, pyrolyse-, forgasnings- og forbrændingszonen. Forholdene i disse fire zoner er beskrevet med hver sin simple model, der tilsammen beskriver forholdene i forgasseren. Dernæst er der bygget ændringer til modellen i form af en eksternt opvarmet overheder til forgasningsmidlet og påhæftning af tre forskellige topbrændermodeller, hvor en del af den producerede gas afbrændes for at hæve gassens udgangstemperatur, så det sikres at der ikke udkondenseres tjære i rørstrækningen frem til brænderen. Modellen er løst i simuleringssproget SIL (Houbak, 1987)



Figur 4.6 Forgasningsreaktoren med zoneopdeling.

4.2.4 Modelbetragtninger



Figur 4.7 Massestrømme i zoneopdelte model med topbrænder og overhedningskomponent.

Fast stof

Fast stof i form af fugtig flis, bevæger sig ned gennem reaktoren, hvor det fugtige træ efterhånden omdannes til gas. Først afdampes træets fugt i tørringszonen og det tørre træ bevæger sig videre ned i pyrolyse-zonen, hvor træets brint- og iltindhold sammen med en del af kulstoffet omdannes til pyrolysegas og *tjære*. Faststoffet består herefter af *koks*. Ned gennem forgasningszonen omdannes en del af *koksen* ved reaktioner med

CO₂ og damp til forgasningsgas. Den resterende del af koksen omsættes endelig i forbrændingszonen til CO₂, ved afbrænding med den tilsatte luft.

Træet antages at kunne beskrives ved brutto molekyle-formlen: CH_{1,4515}O_{0,66} (Pedersen, 1992). Denne sammensætning stemmer godt overens med hvad der er fundet på baggrund af den typiske sammensætning af dansk løvtræ: CH_{1,46}O_{0,64}, (Sander, 1994).

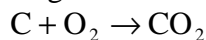
Gasfasen

Gassen stiger op gennem reaktoren. Først tilsættes forgasningsmidlet i bunden af reaktoren, i form af luft og vanddamp. Luften afbrænder en del af koksen i forbrændingszonen og danner derved CO₂, der sammen med vanddampen fortsætter op i forgasningszonen og reagerer med den resterende koks og danner CO og H₂. Samtidig indstiller der sig en ligevægt mellem gasserne og denne blanding fortsætter op i pyrolyse-zonen. I pyrolysezonen blandes forgasningsgassen med den gas og tjære, der dannes ved at det indkomne træ pyrolyseres. Gasblandingen fortsætter videre ind i tørrings-zonen, hvor den opblandes med vanddampen, som træet afgiver som følge af tørringen. Ud af reaktoren kommer dermed den producerede gas, der nu består af H₂O, H₂, CO, CO₂, CH₄, N₂ og tjære.

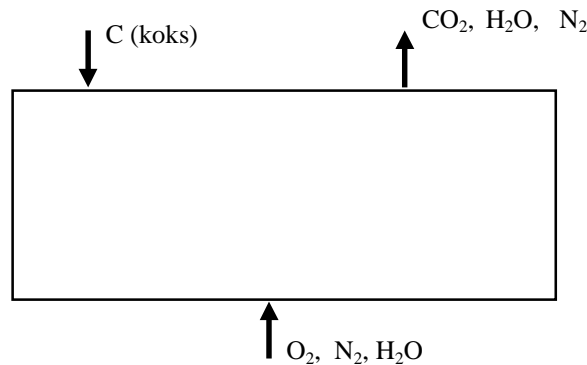
Grundlæggende for modelleringen er at de enkelte zoner betragtes som ideelt opblandede reaktorer.

Forbrændings-zonen

Denne zone modelleres som en støkiometrisk afbrænding mellem den tilførte forgasningsluft og den tilstedeværende koks:



Der indlægges et kontrolvolumen omkring forbrændingszonen:



Massebalance for kontrolvolumenet på molbasis:

$$\sum_i \frac{\partial N'_i}{\partial t} + \sum_i \frac{\partial n_i}{\partial x} = 0, \quad i = C, CO_2, O_2, N_2, H_2O$$

Antager stationær tilstand:

$$\sum_i \frac{\partial N'_i}{\partial t} = 0$$

Atombalance:

$$C: \dot{n}_{C,ind} = \dot{n}_{C,ud} \Rightarrow \left(\dot{n}_{C(koks)} + \cancel{\dot{n}_{CO_2}}^0 \right)_{ind} = \left(\cancel{\dot{n}_{C(koks)}}^0 + \dot{n}_{CO_2} \right)_{ud}$$

$$H: \dot{n}_{H,ind} = \dot{n}_{H,ud} \Rightarrow \left(2 \cdot \dot{n}_{H_2O} \right)_{ind} = \left(2 \cdot \dot{n}_{H_2O} \right)_{ud}$$

$$O: \dot{n}_{O,ind} = \dot{n}_{O,ud} \Rightarrow \left(\dot{n}_{H_2O} + 2 \cdot \dot{n}_{O_2} + \cancel{2 \cdot \dot{n}_{CO_2}}^0 \right)_{ind} = \left(\dot{n}_{H_2O} + \cancel{2 \cdot \dot{n}_{O_2}}^0 + 2 \cdot \dot{n}_{CO_2} \right)_{ud}$$

$$N: \dot{n}_{N,ind} = \dot{n}_{N,ud} \Rightarrow \left(2 \cdot \dot{n}_{N_2} \right)_{ind} = \left(2 \cdot \dot{n}_{N_2} \right)_{ud}$$

Systemet beskrives ved 7 variable:

$$\dot{n}_{C(koks),ind}, \dot{n}_{O_2,ind}, \dot{n}_{N_2,ind}, \dot{n}_{H_2O,ind}, \dot{n}_{CO_2,ud}, \dot{n}_{H_2O,ud}, \dot{n}_{N_2,ud}$$

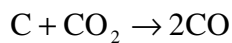
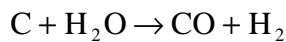
Heraf er 3 variable målt: $\dot{n}_{O_2,ind}, \dot{n}_{N_2,ind}, \dot{n}_{H_2O,ind}$

Herefter resterer der 4 variable: $\dot{n}_{C(koks),ind}, \dot{n}_{CO_2,ud}, \dot{n}_{H_2O,ud}, \dot{n}_{N_2,ud}$, der bestemmes ved de 4 opstillede ligninger.

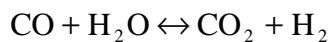
Forgasnings-zonen

I denne zone bringes den resterende koksmængde til at reagere med CO_2 og H_2O fra afbrændings-zonen og danner derved CO og H_2 . Den producerede gas stiller sig i ligevægt med det tilførte forgasningsmiddel efter water-gas shift reaktionen.

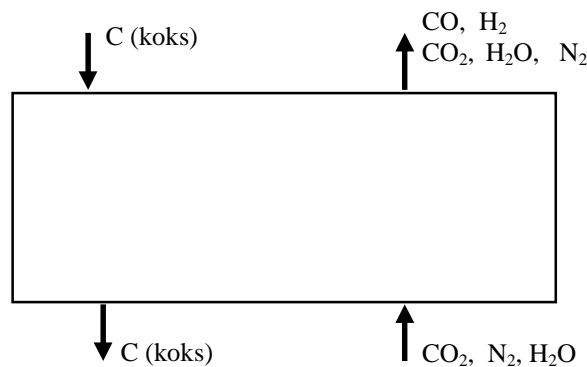
Heterogene reaktioner



Homogene reaktioner



Der indlægges et kontrolvolumen omkring forgasningszonen:



Massebalance for kontrolvolumenet på molbasis:

$$\sum_i \frac{\partial N'_i}{\partial t} + \sum_i \frac{\partial \dot{n}_i}{\partial x} = 0, \quad i = C, CO, CO_2, H_2, N_2, H_2O$$

Man antager stationær tilstand:

$$\sum_i \frac{\partial N'_i}{\partial t} = 0$$

Atombalance :

$$C: \dot{n}_{C,ind} = \dot{n}_{C,ud} \Rightarrow \left(\dot{n}_{C(koks)} + \cancel{\dot{n}_{CO}}^0 + \dot{n}_{CO_2} \right)_{ind} = \left(\dot{n}_{C(koks)} + \dot{n}_{CO} + \dot{n}_{CO_2} \right)_{ud}$$

$$H: \dot{n}_{H,ind} = \dot{n}_{H,ud} \Rightarrow \left(2 \cdot \cancel{\dot{n}_{H_2}}^0 + 2 \cdot \dot{n}_{H_2O} \right)_{ind} = \left(2 \cdot \dot{n}_{H_2} + 2 \cdot \dot{n}_{H_2O} \right)_{ud}$$

$$O: \dot{n}_{O,ind} = \dot{n}_{O,ud} \Rightarrow \left(\dot{n}_{H_2O} + \cancel{\dot{n}_{CO}}^0 + 2 \cdot \dot{n}_{CO_2} \right)_{ind} = \left(\dot{n}_{H_2O} + \dot{n}_{CO} + 2 \cdot \dot{n}_{CO_2} \right)_{ud}$$

$$N: \dot{n}_{N,ind} = \dot{n}_{N,ud} \Rightarrow \left(2 \cdot \dot{n}_{N_2} \right)_{ind} = \left(2 \cdot \dot{n}_{N_2} \right)_{ud}$$

Systemet beskrives ved 10 variable:

$$\dot{n}_{C(koks),ind}, \dot{n}_{CO_2,ind}, \dot{n}_{N_2,ind}, \dot{n}_{H_2O,ind}, \dot{n}_{C(koks),ud}, \dot{n}_{CO,ud}, \dot{n}_{H_2,ud}, \dot{n}_{CO_2,ud}, \dot{n}_{H_2O,ud}, \dot{n}_{N_2,ud}$$

Heraf er 4 variable kendt fra forbrændningszonen: $\dot{n}_{CO_2,ind}, \dot{n}_{N_2,ind}, \dot{n}_{H_2O,ind}, \dot{n}_{C(koks),ud}$

Herefter resterer der 6 variable: $\dot{n}_{C(koks),ind}, \dot{n}_{CO,ud}, \dot{n}_{H_2,ud}, \dot{n}_{CO_2,ud}, \dot{n}_{H_2O,ud}, \dot{n}_{N_2,ud}$, der bestemmes ved de 4 opstillede ligninger for atombalancen, samt ved at fastlægge yderligere to ligninger.

- Den første ligning er water-gas shift reaktionen, der beskriver ligevægten mellem $\dot{n}_{CO,ud}, \dot{n}_{H_2,ud}, \dot{n}_{CO_2,ud}, \dot{n}_{H_2O,ud}$

$$\text{Ligningen for ligevægten har følgende udseende } K_a(T) = \frac{[H_2O] \cdot [CO]}{[H_2] \cdot [CO_2]}$$

$$\text{hvor } K_a(T) = (1,303 \cdot 10^{-6} \cdot T + 7,17 \cdot 10^{-4}) \cdot T - 1,3006$$

Reaktionstemperaturen, T, fastlægges empirisk til 1073 K, under hvilke reaktionerne antages at forløbe så langsomt, at de betragtes som værende stoppet.

og den anden ligning er et empirisk mål for koksproduktionen fra pyrolysezonen,

$$\dot{n}_{C(koks),ind} :$$

- $\dot{n}_{C(koks),ind} = 0,5055 \cdot \dot{n}_{CH_{1,4515}O_{0,66}}$, hvor $\dot{n}_{CH_{1,4515}O_{0,66}}$ er den tilførte mængde træ (målt) (Pedersen, 1992)

Pyrolyse-zonen 1

På baggrund af tidligere arbejder (Henriksen et. al., 1991), er der opstillet et simpelt, empirisk udtryk for pyrolysegassens sammensætning (Pedersen, 1992). Dette udtryk benyttes til at beskrive pyrolyseringen af træet.

Baggrunden for dette udtryk er massebevarelse og energibevarelse. Herunder antages det, at reaktionsentalpien for pyrolyseprocessen er nul (Roberts, 1971). Hertil kommer eksperimentelle data, der giver stofsammensætningen af koks, tjære og gas. Resultatet fører til:

100 mol tørt træ ($\text{CH}_{1,4515}\text{O}_{0,66}$) bliver til

- 6,03 mol CO
- 8,32 mol CO_2
- 10,96 mol CH_4
- 5,29 mol H_2
- 27,26 mol H_2O
- 24,15 mol tjære ($\text{CH}_{1,5}\text{O}_{0,66555}$)

Sammensætningen af tjæren beskrives ved bruttoformlen: $\text{CH}_{1,5}\text{O}_{0,66555}$ (Pedersen, 1992).

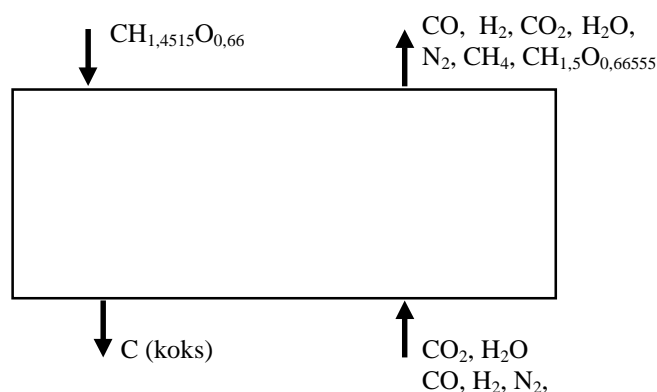
Herefter resterer der en koksrest, svarende til 50,55 mol af træets kulstofindhold på 100 mol, der fortsætter til forgasningszonen.

Den dannede pyrolysegas opblandes med gassen fra forgasnings-zonen, uden at der sker reaktioner mellem gasserne.

Pyrolyse-zonen 2

Som alternativ til ovenstående pyrolysemodel er der opstillet en pyrolysemodel baseret på massebevarelse på samme måde som det er gjort i de øvrige zoner. Efter at have fastlagt 3 variable på basis af forsøgsdata og en koksrest, som i pyrolysemodel 1, bestemmes de resterende variable ud fra atombalancen.

Der indlægges et kontrolvolumen omkring pyrolyseszonen:



Massebalance for kontrolvolumenet på molbasis:

$$\sum_i \frac{\partial N'_i}{\partial t} + \sum_i \frac{\partial n_i}{\partial x} = 0, \quad i = C, CO, CO_2, H_2, N_2, H_2O, CH_4, CH_{1,4515}O_{0,66}, CH_{1,5}O_{0,66555}$$

Man antager stationær tilstand:

$$\sum_i \frac{\partial N'_i}{\partial t} = 0$$

Atombalance:

$$\begin{aligned} C: n_{C,ind} = n_{C,ud} &\Rightarrow \left(\cancel{n_{CH_{1,4515}O_{0,66}}} + \cancel{n_{C(koks)}} + \cancel{n_{CH_{1,5}O_{0,66555}}} + n_{CO} + n_{CO_2} + \cancel{n_{CH_4}} \right)_{ind} \\ &= \left(\cancel{n_{CH_{1,4515}O_{0,66}}} + n_{C(koks)} + n_{CH_{1,5}O_{0,66555}} + n_{CO} + n_{CO_2} + n_{CH_4} \right)_{ud} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H: n_{H,ind} = n_{H,ud} &\Rightarrow \left(1,4515 \cdot \cancel{n_{CH_{1,4515}O_{0,66}}} + 1,5 \cdot \cancel{n_{CH_{1,5}O_{0,66555}}} + 2 \cdot n_{H_2} + 2 \cdot n_{H_2O} + 4 \cdot \cancel{n_{CH_4}} \right)_{ind} \\ &= \left(1,4515 \cdot \cancel{n_{CH_{1,4515}O_{0,66}}} + 1,5 \cdot n_{CH_{1,5}O_{0,66555}} + 2 \cdot n_{H_2} + 2 \cdot n_{H_2O} + 4 \cdot n_{CH_4} \right)_{ud} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} O: n_{O,ind} = n_{O,ud} &\Rightarrow \left(0,66 \cdot \cancel{n_{CH_{1,4515}O_{0,66}}} + 0,66555 \cdot \cancel{n_{CH_{1,5}O_{0,66555}}} + n_{H_2O} + n_{CO} + 2 \cdot n_{CO_2} \right)_{ind} \\ &= \left(0,66 \cdot \cancel{n_{CH_{1,4515}O_{0,66}}} + 0,66555 \cdot n_{CH_{1,5}O_{0,66555}} + n_{H_2O} + n_{CO} + 2 \cdot n_{CO_2} \right)_{ud} \end{aligned}$$

$$N: n_{N,ind} = n_{N,ud} \Rightarrow \left(2 \cdot n_{N_2} \right)_{ind} = \left(2 \cdot n_{N_2} \right)_{ud}$$

Systemet beskrives ved 14 variable:

$$\begin{aligned} &n_{CH_{1,4515}O_{0,66},ind}, n_{CO,ind}, n_{CO_2,ind}, n_{N_2,ind}, n_{H_2,ind}, n_{H_2O,ind}, \\ &n_{C(koks),ud}, n_{CH_{1,5}O_{0,66555},ud}, n_{CO,ud}, n_{H_2,ud}, n_{CO_2,ud}, n_{H_2O,ud}, n_{N_2,ud}, n_{CH_4,ud} \end{aligned}$$

Heraf er 5 variable kendt fra forgasningszonen: $n_{CO_2,ind}, n_{N_2,ind}, n_{H_2O,ind}, n_{CO,ind}, n_{H_2,ind}$

Molstrømmen af tørt træ ($CH_{1,4515}O_{0,66}$) er målt.

Herefter resterer der 8 variable:

$$n_{C(koks),ud}, n_{CH_{1,5}O_{0,66555},ud}, n_{CO,ud}, n_{H_2,ud}, n_{CO_2,ud}, n_{H_2O,ud}, n_{N_2,ud}, n_{CH_4,ud}$$

Massebalancen giver 4 ligninger.

Således resterer der at bestemme værdien for 4 variable:

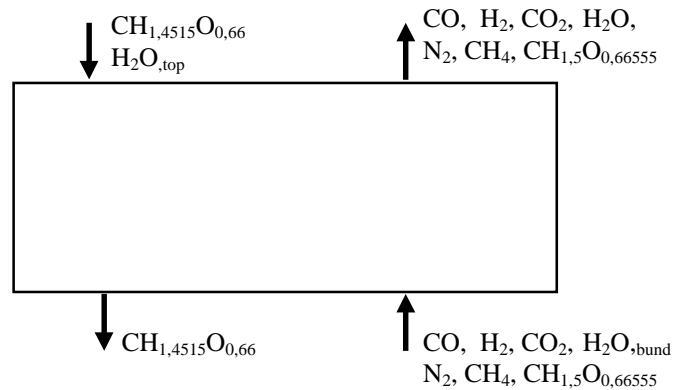
- Koksstrømmen ud af kontrolvolumenet bestemmes som i den anden pyrolysemodel:

$$n_{C(koks),ind} = 0,5055 \cdot n_{CH_{1,4515}O_{0,66}}, \text{ hvor } n_{CH_{1,4515}O_{0,66}} \text{ er den tilførte mængde træ (målt)}$$

- $n_{\text{CH}_4, \text{ud}}$ og $n_{\text{CH}_{1.5}\text{O}_{0.6655}, \text{ud}}$ bestemmes direkte ud fra måledata, da pyrolysen antages at være eneste kilde til disse stoffer.
- Endelig bestemmes $n_{\text{H}_2\text{O}, \text{ud}}$ ud fra måledata, som den målte vandmængde subtraheret den vandmængde, der er produceret andre steder i reaktoren.

Tørnings-zonen

I denne zone tørres træet og træets fugtindhold bringes dermed på dampform og blandes op med gasblandingen, der kommer op fra pyrolyse-zonen.



Der ses der blot på H_2O :

Massebalance for kontrolvolumenet på molbasis:

$$\frac{\partial N'_{\text{H}_2\text{O}}}{\partial t} + \frac{\partial n_{\text{H}_2\text{O}}}{\partial x} = \dot{\Gamma}$$

Man antager stationære tilstande:

$$\frac{\partial N'_{\text{H}_2\text{O}}}{\partial t} = 0$$

Antager at H_2O ikke reagerer:

$$\dot{\Gamma} = 0$$

Atombalance:

$$\begin{aligned} \text{H: } n_{\text{H}, \text{ind}} &= n_{\text{H}, \text{ud}} \Rightarrow \left(2 \cdot n_{\text{H}_2\text{O}, \text{top}} + 2 \cdot n_{\text{H}_2\text{O}, \text{bund}} \right)_{\text{ind}} \\ &= \left(2 \cdot n_{\text{H}_2\text{O}} \right)_{\text{ud}} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{O: } n_{\text{O}, \text{ind}} &= n_{\text{O}, \text{ud}} \Rightarrow \left(n_{\text{H}_2\text{O}, \text{top}} + n_{\text{H}_2\text{O}, \text{bund}} \right)_{\text{ind}} \\ &= \left(n_{\text{H}_2\text{O}} \right)_{\text{ud}} \end{aligned}$$

Systemet beskrives ved 3 variable: $n_{\text{H}_2\text{O}, \text{ind}, \text{top}}$, $n_{\text{H}_2\text{O}, \text{ind}, \text{bund}}$, $n_{\text{H}_2\text{O}, \text{ud}}$

Heraf er 1 variabel kendt fra forgasningszonen: $n_{\text{H}_2\text{O}, \text{ind}, \text{bund}}$

fugtindholdet i træet $\left(n_{\text{H}_2\text{O}, \text{ind}, \text{top}} \right)$ er målt

Herefter resterer der 1 variabel: $n_{\text{H}_2\text{O}, \text{ud}}$

Yderligere elementer

I bunden af reaktoren tilsættes mættet vanddamp. Ud fra kendskabet til de tilsatte mængder af henholdsvis vand og luft og dermed vanddampens partialtryk, beregnes blandingens temperatur ved indgangen til reaktoren.

Følgende ligningssystem løses:

$$x = \frac{m_{\text{vand}}}{m_{\text{luft}}}$$
$$x = 0,62198 \cdot \frac{p_{\text{damp}}}{p_{\text{total}} - p_{\text{damp}}}$$
$$T_{\text{forgas}} = 37,58 - \frac{4042,9}{\ln(p_{\text{damp}}) - 23,5771}$$

Overhedning af forgasningsmiddel

Til modellere en elektrisk overhedning af forgasningsmidlet er der indført en overhedningstemperatur, T_{overhed} , der sættes under parametererklæringerne. Såfremt denne temperatur sættes til at være mindre end den beregnede dugpunktstemperatur for forgasningsmidlet, sættes temperaturen af forgasningsmidlet lig dets dugpunktstemperatur. Ønsker man ikke at anvende elektrisk overhedning af forgasningsmidlet, erklæres $T_{\text{overhed}} = 0$.

Topbrænder

Til at modellere topbrænderen er der opstillet tre alternative modeller:

1. Topbrænderluften reagerer kun med gassen (excl. tjære) under dannelse af CO_2 og H_2O og hvor tjæren går uomsat igennem.
2. Topbrænderluften reagerer kun med tjæren under dannelse af CO_2 og H_2O .
3. Topbrænderluften reagerer støkiometrisk med både gassen og tjæren under dannelsen af CO_2 og H_2O .

Ekstern krakning

I programmet er der indsat en model, der angiver gassammensætning ved ligevægt med water-gas shift reaktionen, ved ekstern opvarmning til T_{krak} efter topbrænderen. Det er tanken at denne model kan udbygges til at medtage betydningen af termisk tjærekrakning, når der foreligger passende data om dette.

4.2.5 Eksempel

Herunder illustreres programmet med et regneeksempel, hvor der tages udgangspunkt i forholdene under et forsøg kørt på forgasningsanlægget i Harboøre. I dette eksempel er pyrolysemodel 1 anvendt.

- Massestrøm af fugtig træ = 312,5 kg/h svarende til 9110 mol C/h
- Fugtindhold af træ = 30% = 93,75 kg/h = 5208 mol H_2O /h
- Massestrøm af vand til forgasning = 59,4 kg/h = 3300 mol H_2O /h
- Volumenstrøm af luft til forgasning = 222 Nm^3 /h = 2080 mol O_2 /h og 7825 mol N_2 /h

Forbrændings-zonen:

2080 mol O₂/h reagerer med 2080 mol C/h og danner 2080 mol CO₂/h, der sammen
3300 mol H₂O/h og 7825 mol N₂/h, fortsætter op i pyrolyse-zonen

Forgasnings-zonen

I forgasnings-zonen bringes denne gas til at reagere med 2525 mol C/h og danner en ligevægtsblanding bestående af :

- 1677 mol CO₂/h
- 2928 mol CO/h
- 1178 mol H₂O/h
- 2122 mol H₂/h
- 7825 mol N₂/h

Pyrolyse-zonen

I pyrolyse-zonen opblandes ovenstående gas med den pyrolysegas, der dannes i zonen:

- 758 mol CO₂/h
- 549 mol CO/h
- 2483 mol H₂O/h
- 482 mol H₂/h
- 998 mol CH₄/h
- 2200 mol tjære

I tørrings-zonen afdampes træets fugtindhold, 93,75 kg/h = 5208 mol H₂O/h

Dette giver en samlet gasproduktion:

- (1677 + 758) = 2435 mol CO₂/h = 9,3 %
- (2928 + 549) = 3477 mol CO/h = 13,3 %
- (1178 + 2483 + 5208) = 8869 mol H₂O/h = 33,8 %
- (2122 + 482) = 2604 mol H₂/h = 9,9 %
- 7825 mol N₂/h = 29,9 %
- 998 mol CH₄/h = 3,8%
- 2200 mol tjære

$$\text{Gasproduktion (våd)} = \frac{26208 \frac{\text{mol}}{\text{h}}}{44,62 \frac{\text{mol}}{\text{Nm}^3}} = 587 \frac{\text{Nm}^3}{\text{h}}$$

$$\text{Nedre brændværdi for våd gas excl. tjære} = 4,11 \frac{\text{MJ}}{\text{Nm}^3}$$

hertil kommer at tjæreindholdet på ca. $90 \frac{\text{g}}{\text{Nm}^3}$ repræsenterer en brændværdi på

$$2,26 \frac{\text{MJ}}{\text{Nm}^3}$$

under antagelsen at tjærens brændværdi er 25 MJ/kg.

Det ses, at en meget stor del (ca. 1/3) af brændværdien er bundet i tjæren. Dette sker, da modellen giver en tjæreproduktion på ca. 90 g/Nm³, hvilket er 7,5 gange mere end hvad der opgives fra Vølund. Der bør her undersøges hvilken definition for tjære, der anvendes (f. eks. vandopløseligt/ ikke-vandopløseligt) og den tilhørende værdi for brændværdien.

4.2.6 Resultater.

I tabel 4.1 er vist resultater med modellen kørt hhv. uden topbrænder og med de tre topbrænder-modeller. Til sammenligning er resultater fra Harboøre indsat (uden topbrænder, med lækageluft fra flissneglen på 54,3 kg/h).

Ved kørslerne med de tre topbrændermodeller, er der anvendt en lufttilsætning på 54,3 kg/h, svarende til den beregnede lækageluft fra flissneglen. Numrene 1-3 svarer til værdierne i den følgende gennemgang af topbrænder-modellerne under udvidelser.

		Beregning ved hjælp af model				målt på Harboøre
		uden topbrænder	topbrænder model nr. (1)	(2)	(3)	uden topbrænder
CO ₂	[%]	9,3	10,0	9,9	9,8	5,7
CO	[%]	13,3	11,5	12,3	11,7	18,1
H ₂ O	[%]	33,8	33,1	32,3	32,9	29,5
H ₂	[%]	9,9	8,6	9,2	8,8	12,0
N ₂	[%]	29,9	33,4	32,8	33,3	31,8
CH ₄	[%]	3,8	3,3	3,5	3,8	2,9
tjære	[g/ Nm ³]	90	90	75	85	12
gasproduktion	[Nm ³ /h]	587	624	636	628	666
brændværdi u. tjære	[MJ/Nm ³]	4,11	3,57	3,80	3,64	4,92

Tabel 4.1

Resultater med topbrænder-model 1 og pyrolysemodel 2, tabel 4.2:

		Model resultater	Målt på Harboøre
CO ₂	[%]	6,7	5,7
CO	[%]	18,7	18,1
H ₂ O	[%]	31,8	29,5
H ₂	[%]	12,2	12,0
N ₂	[%]	29,9	31,8
CH ₄	[%]	2,9	2,9
tjære	[g/ Nm ³]	12	12
gasproduktion	[Nm ³ /h]	699	666
brændværdi u. tjære	[MJ/Nm ³]	4,71	4,92

Tabel 4.2

Af tabel 4.2 ses at modellen giver en god bestemmelse af gassammensætning og gasproduktion.

4.2.7 Kontrol

Der er foretaget en kontrol i form af check af massebalancer, både totalt og for de fire zoner i reaktoren. På samme måde er energibalancerne checket Dette er gjort med udgangspunkt i pyrolysemodel 1 og uden anvendelse af topbrænder.

Massebalancer:

- Totalt
- ned gennem reaktoren

Energibalance

- Totalt
- ned gennem reaktoren

Energibalance og bestemmelse af varmetabet

IND

	T		
træ	25 °C	219 kg/h·(-5280	
kJ/kg)	=	-1156 MJ/h	
vand (30 %)	25 °C	94 kg/h·(-285.900 kJ/kmol)/(18 kg/kmol)	= -1489 MJ/h
damp	62 °C	59,4 kg/h/(18 kg/kmol)	
		·[(-241.856 kJ/kmol +(62-25)K·33,6 kJ/kmol·K]	= -794 MJ/h
luft	62 °C	287 kg/h(28,95 kg/kmol)	
		·[(0)+(62-25)K·29,1 kJ/kmol·K]	= +11 MJ/h
			<hr/>
			- 3428 MJ/h

UD

T = 120 °C

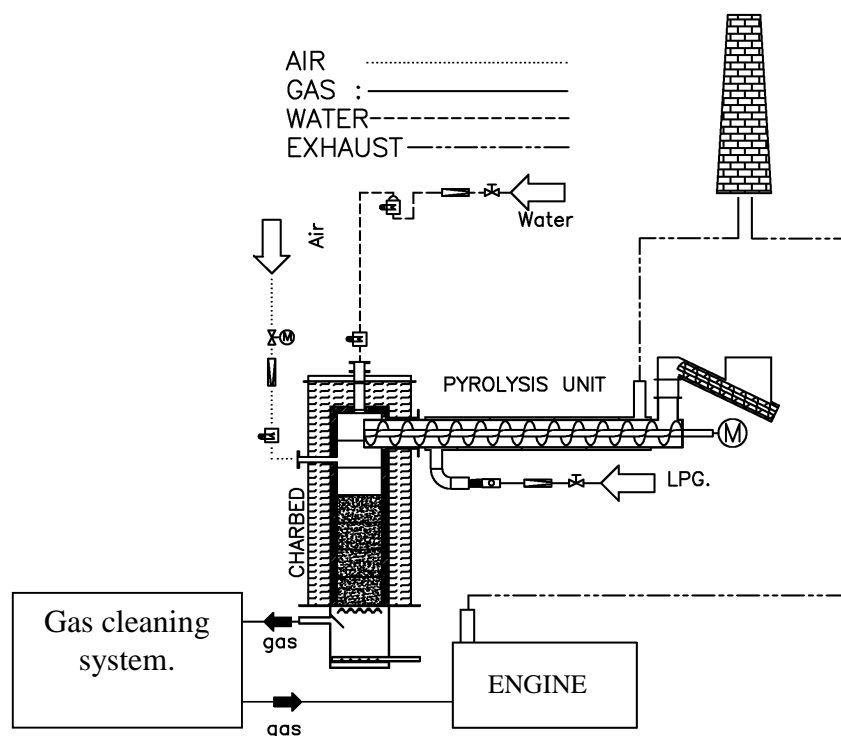
H₂O: -2117 MJ/h
 CO: -375 MJ/h
 H₂: +7 MJ/h
 CO₂: -949 MJ/h
 CH₄: -71 MJ/h
 N₂: +22 MJ/h
 tjære: -9 MJ/h

I alt -3492 MJ/h

$$Q = h_{ud} - h_{ind} = -3492 - (-3428) = -64 \text{ MJ / h} = 17,8 \text{ kW} \approx 1 - 2\%$$

Ved at opstille energibalancen for systemet kan varmetabet fra reaktoren beregnes til 1-2 %

5 Modellering af fixed bed koksfor gasning



Figur 5.1 100 kW tottrinsforgasseren på ET, DTU (Bentzen et. al., 1999)

Resten af afhandlingen vil omhandle den dynamiske modellering af fixed bed koksfor gasning, eksemplificeret og verificeret ved koksbedden i ET, DTU's 100 kW tottrinsfor søgsanlæg (figur 2.2 og 5.1). Endelig vil der blive præsenteret en serie kørsler med den opbyggede model, såvel dynamisk som stationært.

I dette kapitel vil der først blive redegjort for en række antagelser, der er foretaget i forbindelse med modelleringen af koksbedden. Dernæst opstilles den dynamiske model og modellens enkelte elementer gennemgås. I denne forbindelse illustreres også en simpel stationær model, der beskriver pyrolysen og den delvise afbrænding. Denne inputmodel fastlægger systemets tilstand ved indgangen til koksbedden i form af gassens sammensætning og temperatur samt temperaturen og andelen af koks. I samme afsnit udledes også en analytisk løsning af water-gas shift ligningen og den dynamiske model formuleres i en stationær version. Endelig gennemgås løsningen af modellen, hvor ligningssystemet diskretiseres og implementeres i SILⁱ

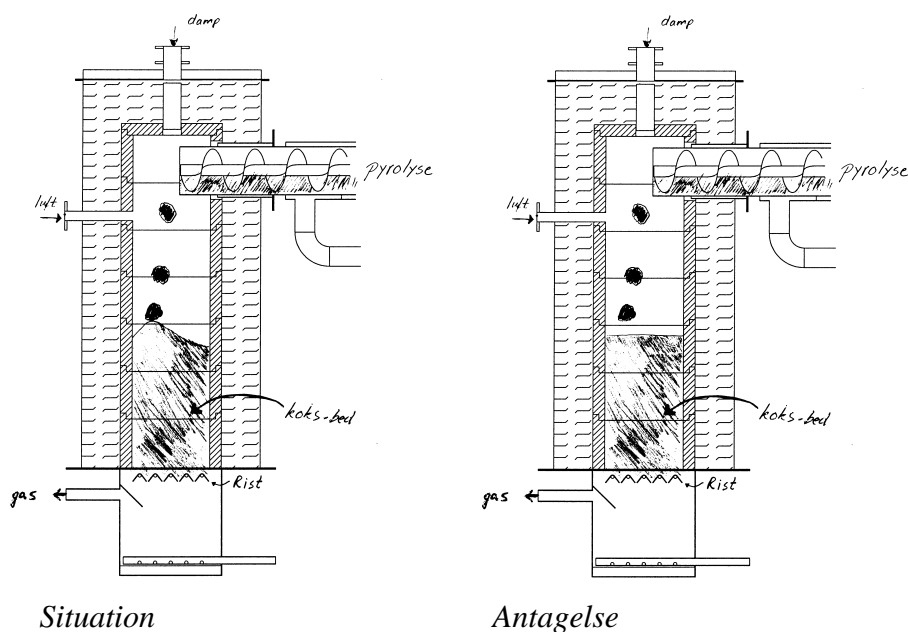
ⁱ SIL (Simulation Language), PC-baseret simuleringsprogram til løsning af koblede sædvanlige differentiaalligninger (Houbak, 1987).

5.1 Antagelser

I dette afsnit gennemgås de antagelser, der er foretaget ved modelleringen af koksbedden. Disse antagelser foretages med henblik på at simplificere modellen, således at modellen kan give den ønskede beskrivelse af systemet, uden at modellen dog samtidig bliver så kompleks, at beregningstiden bliver en begrænsende faktor.

På de følgende figurer illustreres den reelle situation med figurerne til venstre og den antagede situation til højre.

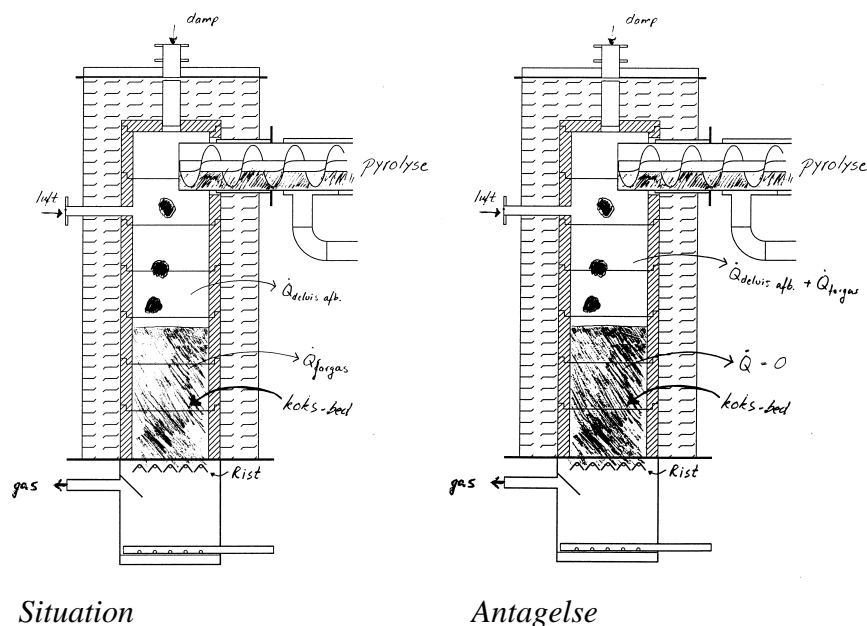
5.1.1 Jævn bed



Figur 5.2 Antagelse af jævn bed

Under drift med forsøgsanlægget blev der på basis af temperaturmålinger observeret en skæv koksbed med en top der ligger udenfor centrum (figur 7.14). Forskellen mellem højeste og laveste punkt blev vurderet til at være ca. 12 cm. I modellen antages det at koksbedden er jævn.

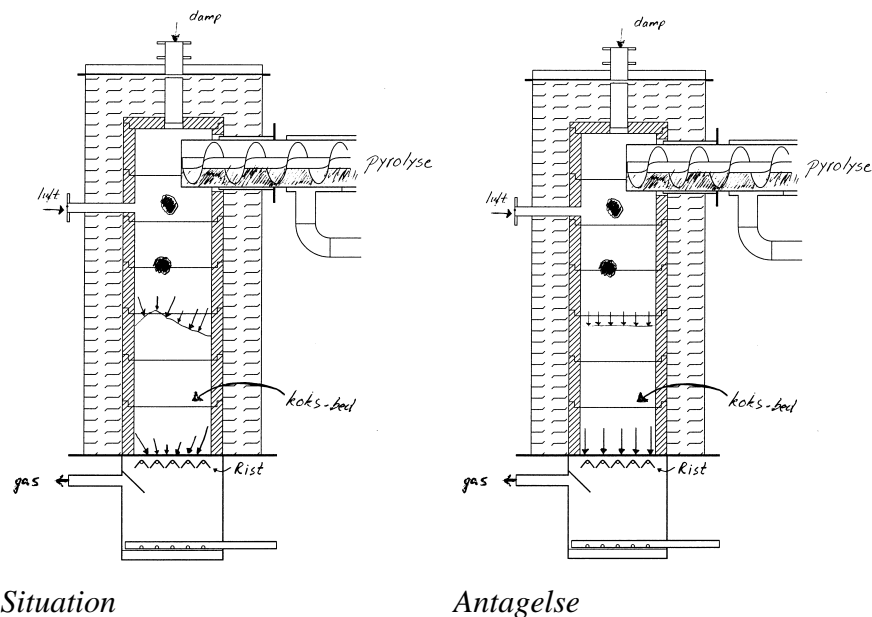
5.1.2 Varmetab i toppen forgasningsreaktoren



Figur 5.3 Antagelse af varmetab i toppen af forgasningsreaktoren

Forgasningsprocesserne foregår ved høje temperaturer mellem ca. 750 °C - 1100 °C (se kap. 7). I den delvise afbrænding ligger temperaturen mellem ca. 1100 °C - 1400 °C (figur 7.23). Det samlede varmetab fra disse to zoner er valgt til at ligge i den delvise afbrænding før koksbedden. Dette betyder at temperaturfaldet over koksbedden i modellen bestemmes lavere end ved den tilsvarende situation på forsøgsanlægget. Forskellen vurderes dog til at være moderat.

5.1.3 Plug-flow



Figur 5.4 Antagelse af plugflow

Det antages at gassens bevægelse ned gennem bedden kan beskrives som en plug-flow strømning. Dette betyder at gassen antages at have samme hastighed parallelt med reaktorens længdeakse. Som konsekvens heraf fås konstant temperatur og gassammensætning i et tværsnit af koksbedden.

I en pakket bed med kokspartikler kan der opstå områder, hvor der lokalt er større tryktab og dermed ikke ideelle strømningstab. Det har i dette arbejde ikke været muligt at vurdere betydningen af denne antagelse og der lægges op til et videre arbejde, hvori de strømningsmæssige forhold klarlægges.

5.1.4 Ingen tjære i gassen

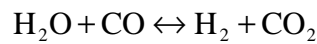
Indholdet af tjære i gassen er gennem målinger bestemt til at være meget lavt. Således er indholdet målt til at være ca. 2 g/Nm³ over koksbedden og ca. 20 mg/Nm³ efter koksbedden (Bentzen et. al. 1999). Et så lavt tjæreindhold i gassen betyder at tjære i modelmæssig sammenhæng er uden betydning og kan udelukkes.

5.1.5 Koks- og gastemperatur

Det antages at koks og gas har samme temperatur. Denne antagelse undersøges i kapitel 8, hvor der i model 3 benyttes forskellige koks- og gastemperaturer. Det konkluderes her at temperaturforskellen er så lav, at den kan negligeres.

5.1.6 Ligevægt efter water-gas shift reaktionen

Det antages, at gassen er i ligevægt og denne ligevægt kan beskrives ved følgende reaktion:



Således at H₂O og CO i forhold til H₂ og CO₂ kan beskrives vha. en temperaturafhængig variabel.

$$K_a(T) = \frac{[\text{H}_2\text{O}] \cdot [\text{CO}]}{[\text{H}_2] \cdot [\text{CO}_2]},$$

Eksperimenter har vist at gassen i en koksbed efter meget kort tid er i ligevægt (Chen & Gunkel, 1987). Den høje temperatur i toppen af bedden fremmer procesforløbet mod ligevægt.

5.1.7 Ingen ophobning af gas

Det antages, at der ikke sker nogen ophobning af gas i koksbedden. Dette gøres med baggrund i at massefylden af koks er 200-300 gange højere end massefylden af gas og at trykket overalt er tæt på atmosfæretryk. Derved kan massebalancen for gaskomponenterne konverteres fra et sæt af differentiaalligninger til et sæt af koblede algebraiske ligninger.

5.2 Opstilling af model

I dette afsnit opstilles en model der kan beregne temperaturprofil og gassammensætning ned gennem forgasningsreaktoren, den totale omsætning af koksen og bedhøjden. Dette ønskes som funktion af tiden, hvorfor der opstilles en dynamisk model. Hertil benyttes kontinuitetssætningen, første hovedsætning for et differentielt kontrolvolumen og reaktivitetsudtryk sammen med antagelsen om at der er ligevægt mellem gasserne, bestemt ved water-gas shift reaktionen. Dertil kommer en række yderligere elementer i form af blandt andet partikkelmodeller og en inputmodel.

5.2.1 Metode

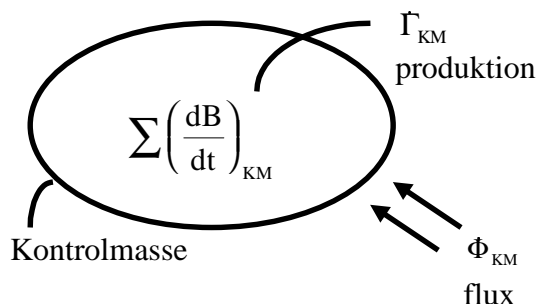
En generel lov kan udtrykkes som en balanceligning. En balanceligning for en kontrolmasse kan transformeres til en balanceligning der gælder for et kontrolvolumen ved hjælp af Reynolds transportligning. (Larsen, 1993) og (Bentzen & Gøbel, 1995).

5.2.2 Balanceligning for kontrolmasse

De generelle love skrives på den enkle og grundlæggende form som en balanceligning for en kontrolmasse,

$$\sum \left(\frac{dB}{dt} \right)_{KM} = \dot{\Phi}_{KM} + \dot{\Gamma}_{KM} \quad (5.1)$$

Ligningen udtrykker, at den tidslige ændring af egenskaben B inden for kontrolmassen er lig med summen af fluxen $\dot{\Phi}_{KM}$ af B gennem kontrolfladen og produktionen $\dot{\Gamma}_{KM}$ af B i volumenet.



Figur 5.5 Kontrolmasse

5.2.3 Reynolds transportligning

Betrages en kontrolmasse og et kontrolvolumen i et strømmende medium vil kontrolmassen følge med mediets bevægelse, mens kontrolvolumenet frit kan vælges til at være fastliggende eller i vilkårlig bevægelse med eller uden ændring af dets volumen. Hvor $b = B/M$ er den specifikke stofegenskab, og \dot{m} betegner øjebliksværdien af massestrømmen, der krydser kontrolvolumenets grænseflade, fås Reynolds transportligning,

$$\sum \left(\frac{dB}{dt} \right)_{KM} = \sum \left(\frac{dB}{dt} \right)_{KV} + \sum (\dot{m}b)_{ud} - \sum (\dot{m}b)_{ind} \quad (5.2)$$

5.2.4 Balanceligning for kontrolvolumen

Indføres (5.2) på venstre side af (5.1), fremkommer den principielle form af en balanceligning for et kontrolvolumen:

$$\sum \left(\frac{dB}{dt} \right)_{KV} + \sum (\dot{m}b)_{ud} - \sum (\dot{m}b)_{ind} = \dot{\Phi}_{KM} + \dot{\Gamma}_{KM} \quad (5.3)$$

Ved brug af (5.3) skal man være opmærksom på at skelne mellem flux og strømning. Ved *flux* forstås overførsel ved diffusion og stråling, etc; mens ved *strømning* forstås en konvektiv overførsel knyttet til massestrømmen gennem kontrolfladen.

5.2.5 Kontinuitetssætningen for en instationær proces

Kontrolmasse

Massens bevarelse: $\Sigma dM = 0$ for en instationær proces i en kontrolmasse bliver, efter division med det differentielle tidsinterval dt og antagelse af sædvanlig grænseovergang,

$$\sum \frac{dM}{dt} = 0 \quad (5.4)$$

Dette er (5.1) med $B = M$ og $\Phi = \Gamma = 0$. Kontrolmassens definition udelukker masseflux gennem kontrolfladen og bevarelse udelukker produktion i volumenet.

Blandinger

Ved blandinger kan et stof, x , gå fra en form til en anden, eller stoffer kan reagere og danne andre stoffer. Opstilles kontinuitetssætningen bliver man nødt til at medtage produktionen af de enkelte stoffer ,

$$\frac{dM_x}{dt} = \dot{\Gamma}_x, \quad (5.5)$$

hvor $\dot{\Gamma}_x$ er kildeleddet (produktionen) af den x 'te komponent.

Kontrolvolumen

Ved brug af Reynolds transportligning (5.4) (med $B = M$; $b = \frac{B}{M} = 1$) omskrives (5.1) og (5.5) til kontinuitetssætningen gyldig for summen af stofferne i et kontrolvolumen,

$$\sum \frac{dM}{dt} + \sum \dot{m}_{ud} - \sum \dot{m}_{ind} = 0 \quad (5.6)$$

og for de enkelte komponenter i et kontrolvolumen,

$$\frac{dM_x}{dt} + \dot{m}_{ud,x} - \dot{m}_{ind,x} = \dot{\Gamma}_x \quad (5.7)$$

5.2.6 Første hovedsætning for en instationær proces

Kontrolmasse

Energis bevarelse for en instationær proces i en kontrolmasse bliver, med indførelse af den samlede energi $E = U + KE + PE = \sum Me = \sum M(u + \frac{1}{2}v^2 + \phi)$ og efter division med dt ,

$$\sum \frac{d}{dt} [M(u + \frac{1}{2}v^2 + \phi)] = \dot{Q} + \dot{W}, \quad (5.8)$$

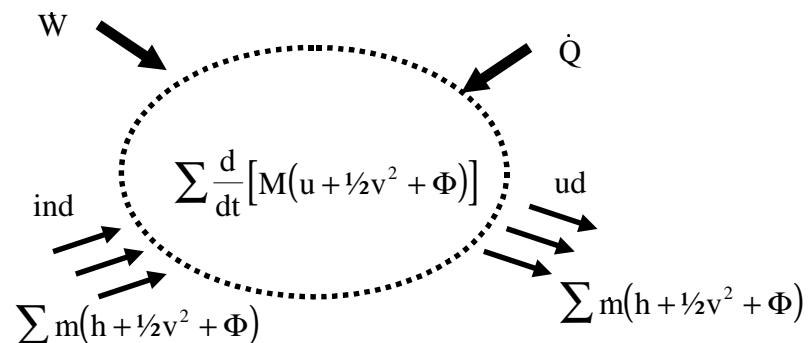
hvor den samlede energi pr. masseenhed, e , er summen af indre energi, u , kinetisk energi, $\frac{1}{2}v^2$, og potentiel energi, ϕ . Tilført varmeeffekt, \dot{Q} , inkluderer varmeledning, konvektion og stråling til kontrolmassen. Formen (5.8) er balanceligningen (5.1) for en kontrolmasse med $B = E$, $\dot{\Phi} = \dot{Q} + \dot{W}$ og $\dot{\Gamma} = 0$.

Kontrolvolumen

Defineres entalpi $h \equiv u + p \cdot v$, hvor $p \cdot v$ betegnes strømningsarbejdet, og benyttes de samme omskrivninger som ovenfor fås første hovedsætning for et kontrolvolumen af (5.3):

$$\sum \frac{d}{dt} [M(u + \frac{1}{2}v^2 + \phi)] + \sum \dot{m}(h + \frac{1}{2}v^2 + \phi)_{ud} - \sum \dot{m}(h + \frac{1}{2}v^2 + \phi)_{ind} = \dot{Q} + \dot{W} \quad (5.9)$$

Den tidslige forøgelse af kontrolvolumens samlede energi plus netto-udstrømningen af entalpi, samt kinetisk og potentiel energi er således lig med den tilførte effekt i form af varme og arbejde.



Figur 5.6 Kontrolvolumen

Reduktion af første hovedsætning for et kontrolvolumen

I første hovedsætning indgår en række led, der nøje bør overvejes, hver gang den benyttes. Er der eksempelvis store hastighedsændringer eller ændring i potentiel energi? På baggrund af rimelige antagelser foretages her reduktioner af første hovedsætning for at lette efterfølgende beregninger. De reduktioner, der foretages her, benyttes således i den efterfølgende modellering.

Arbejde: \dot{W}

Der udføres intet mekanisk arbejde i forgasningsreaktoren.

Kinetisk energi: $\frac{1}{2}v^2$

Forgasning af koks i koksbed har lave trykfald og trykstigninger. Derfor er ændringerne af den kinetiske energi rundt om i systemet små set i forhold til de samlede energistrømme. Ledet med kinetisk energi udelades herefter af den generelle formel.

Potentiel energi: Φ

Set i forhold til de samlede energistrømme er ændringerne i potentiel energi negligerbare, så dette led udgår også af den generelle formel.

Strømningsarbejdet: $p \cdot v$

For inkompressible medier (faste stoffer og væsker) negligeres strømningsarbejdet, $p \cdot v$ ofte. Denne simplificering benyttes også i denne afhandling. Herved kan $h \equiv u + p \cdot v$ reduceres til $h = u$. Ved brug af denne tilnærmelse bliver varmekapaciteterne ved henholdsvis konstant tryk og konstant volumen ens for inkompressible medier: $c_v = c_p$.

Første hovedsætning ser efter ovenstående overvejelser og reduktioner således ud:

$$\sum \frac{d}{dt} (Mu) + \Sigma(\dot{m}h)_{ud} - \Sigma(\dot{m}h)_{ind} = \dot{Q}, \quad (5.10)$$

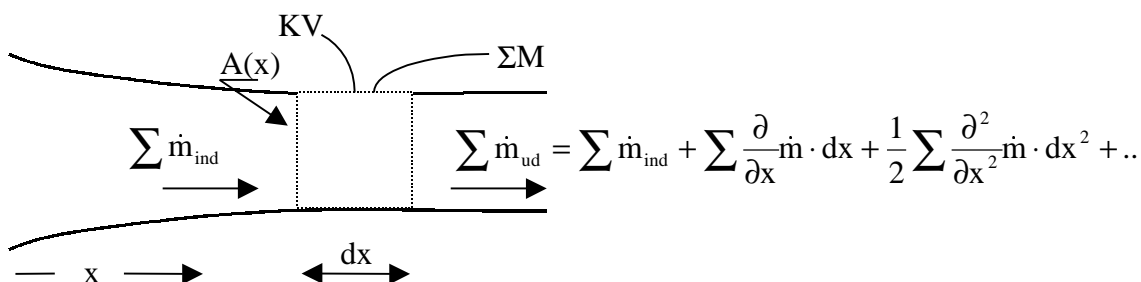
hvor $u = h$ og $c_v = c_p$ for faste stoffer og væsker (inkompressible medier).

5.2.7 Kontinuitetssætningen og første hovedsætning for et fastliggende kontrolvolumen på differentiel form

For at opstille en så korrekt algebraisk model som muligt er det hensigtsmæssigt at udlede kontinuitetssætningen og første hovedsætning på differentiel form.

Totransprocessen er som et fysisk system tredimensionelt. I den efterfølgende modellering bliver det antaget, at strømninger i et kontrolvolumen kun forekommer i én dimension. De grundlæggende sætninger fås ved at betragte et kontrolvolumen med en differentiel længde, dx , hvor tilstandene er homogent fordelt over strømningsarealet (differential-integral kontrolvolumen).

Kontinuitetssætningen



Figur 5.7 Differential-integral kontrolvolumen, hvor den samlede masse betragtes.

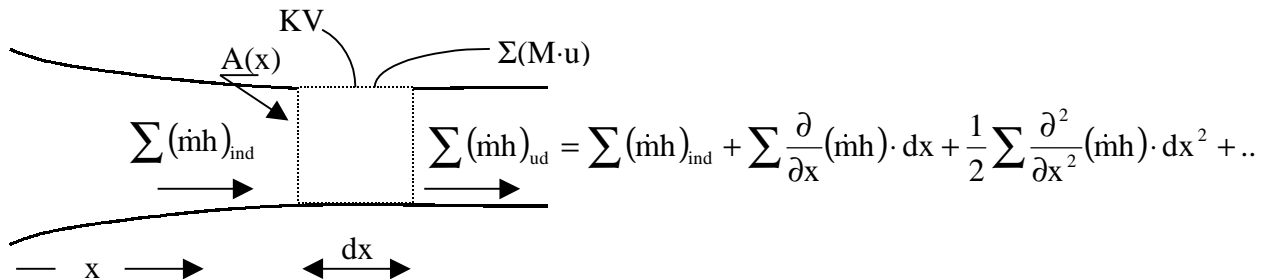
Indsættes de i figuren viste udtryk for ΣM , $\Sigma \dot{m}_{\text{ind}}$, $\Sigma \dot{m}_{\text{ud}}$ i (5.6) fås for et fastliggende kontrolvolumen efter division med dx

$$\Sigma \frac{\partial M'}{\partial t} + \Sigma \frac{\partial}{\partial x} \dot{m} = 0 \quad (5.11)$$

$\Sigma \dot{m}_{\text{ud}}$ er udtrykt ved en Taylor udvikling af $\Sigma \dot{m}_{\text{ind}}$ ved x , og for $dx \rightarrow 0$ bidrager kun leddet af første orden i dx , og hvor $M' \equiv M/dx$

Første hovedsætning

Tilsvarende betragtninger kan benyttes til at skrive første hovedsætning på differentiell form ved at tage udgangspunkt i (5.10).



Figur 5.8 Differential-integral kontrolvolumen, hvor den samlede energi betragtes.

Første hovedsætning (10) kan skrives som

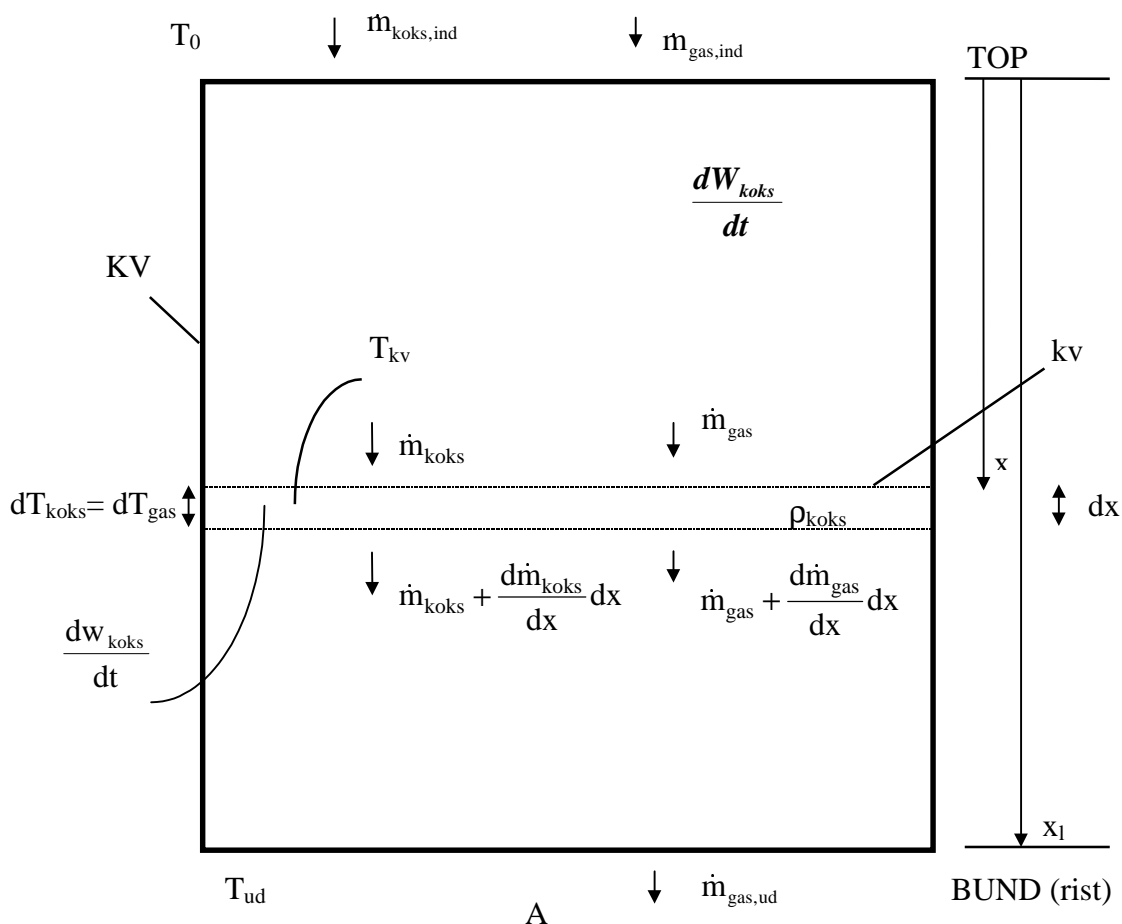
$$\Sigma \frac{\partial}{\partial t} (M' u) + \Sigma \frac{\partial}{\partial x} (\dot{m} h) = \dot{Q}' \quad (5.12)$$

hvor $u = h$ og $c_v = c_p$ for faste stoffer og væsker (inkompressible medier).

Hermed er kontinuitetssætningen og første hovedsætning udledt på differentiell form (5.11) og (5.12). Disse former gør det muligt at isolere de tidsafhængige led og man er hermed i stand til at udregne hvorledes de dynamiske variable udvikler sig med tiden.

5.2.8 Kontrolvolumenbetragtning

I modellen tilføres der kontinuert koks og forgasningsmiddel i toppen af bedden. Koordinatsystemet begynder ved koksbeddens top. Der indlægges et kontrolvolumen omkring et tværsnit af bedden med længden dx .



Figur 5.9 Kontrolvolumenbetragtning for koksbedden.

For det differentielle kontrolvolumen opskrives kontinuitetssætningen og første hovedsætning:

Der arbejdes på molbasis (n), således at der kan konverteres til massebasis (m) ved:

$$N_{i,\text{molbasis}} = \frac{M_{i,\text{massebasis}}}{M_{w,i}} \text{ og } \dot{n}_{i,\text{molbasis}} = \frac{\dot{m}_{i,\text{massebasis}}}{M_{w,i}}$$

hvor $M_{w,i}$ er molvægten af den i 'te komponent

Ligningerne vil blive bibeholdt på masseform, for derved at følge almindelig konvention.

Kontinuitetssætning for kontrolvolumen:

- fast areal, A , da reaktoren er udformet som en cylinder, der ikke ændrer udformning med tid og sted.
- $\frac{dM'}{dt} + \frac{\partial \dot{m}}{\partial x} = 0$

Da der opereres med flere komponenter, benyttes en summation over de enkelte komponenter:

$$\sum_i \frac{dM'_i}{dt} + \sum_i \frac{\partial \dot{m}_i}{\partial x} = 0$$

Der separeres i faststof-fase og gas-fase (koks og gas):

$$\text{Kont. koks} \quad \frac{dM'_{\text{koks}}}{dt} + \frac{\partial \dot{m}_{\text{koks}}}{\partial x} = \dot{\Gamma}_{\text{koks}} = \frac{dw_{\text{koks}}}{dt} \quad (5.13)$$

Den ophobede masse af gas, $\left(\frac{dM'_{\text{gas}}}{dt}\right)$, sættes lig nul, da den anses for at være negligerbar i forhold til ophobningen af koks ($\rho_{\text{gas}} \ll \rho_{\text{koks}}$) (Trykket er konstant).

Massebevarelse giver så:

$$\text{Kontinuitetssætningen for gas} \quad \cancel{\frac{dM'_{\text{gas}}}{dt}} + \frac{\partial \dot{m}_{\text{gas}}}{\partial x} = \dot{\Gamma}_{\text{gas}} = -\frac{dw_{\text{koks}}}{dt} \quad (5.14)$$

1. hovedsætning for kontrolvolumen:

$$1.H.S. \quad \sum \frac{d(M' \cdot u)}{dt} + \sum \frac{\partial (\dot{m} \cdot h)}{\partial x} = \dot{Q}' \quad (5.12)$$

5.2.9 Water-gas shift reaktionen:

Ligevægten i gasfasen beskrives ved water-gas shift reaktionen, som giver ligevægts-sammensætningen mellem gasserne H_2O , CO , CO_2 og H_2 , givet ved ligningen:

$$K_a(T) = \frac{[H_2O] \cdot [CO]}{[H_2] \cdot [CO_2]} = (1,303 \cdot 10^{-6} \cdot T + 7,17 \cdot 10^{-4}) \cdot T - 1,3006 \quad (5.15)$$

5.2.10 Reaktivitet af koks:

Reaktiviteten bestemmes ved TGA-målinger, foretaget på den aktuelle biomasse. På basis af disse målinger kan forskellige faktorerers indflydelse på reaktiviteten undersøges og indarbejdes i forskellige udtryk for reaktiviteten.

I det følgende afsnit samles resultaterne fra kapitel 6 (Materialedata). Her er omsætningshastigheden (reaktiviteten) målt på koks fra Standard Gasifier Fuel (SGF) og på bøgekoks.

For SGF (afsnit 6.1) beskrives to forskellige reaktivitetsudtryk, der blev bestemt. I det første udtryk tages der hensyn til temperaturens betydning, sammen med indflydelsen af H_2O og H_2 indholdet i forgasningsmidlet (ligning 5.16a). I det andet udtryk for reaktiviteten af SGF-koks inddrages tillige omsætningsgradens betydning (ligning 5.16b).

For bølgeflis (afsnit 6.2) blev reaktiviteten bestemt på basis af en Langmuir-Hinshelwood-kinetik (Laurendeau, 1978). Her blev taget hensyn til indflydelsen af temperaturen, gassammensætningen (H_2O , H_2 , CO_2 , CO) og omsætningsgraden (ligning 5.16c).

- Betydningen af reaktantgassen H_2O og den hæmmende komponent H_2 :

$$\begin{aligned} \text{➤ } R(T, [H_2O], [H_2]) &= - \frac{1}{M_{\text{koks}}} \frac{dw_{\text{koks}}}{dt} \\ &= \frac{A \cdot e^{\frac{-E}{R \cdot T}} \cdot p \cdot T^m}{A \cdot e^{\frac{-E}{R \cdot T}} + p \cdot T^m} \cdot \frac{[H_2O]^{n_1}}{1 + n_2 \cdot [H_2]} \end{aligned} \quad (\text{SGF-koks})(5.16a)$$

- Omsætningsgradens indflydelse:

$$\begin{aligned} \text{➤ } R(T, [H_2O], [H_2], f(X)) &= - \frac{1}{M_{\text{koks}}} \frac{dw_{\text{koks}}}{dt} \\ &= \frac{A \cdot e^{\frac{-E}{R \cdot T}} \cdot p \cdot T^m}{A \cdot e^{\frac{-E}{R \cdot T}} + p \cdot T^m} \cdot \frac{[H_2O]^{n_1}}{1 + n_2 \cdot [H_2]} \cdot f(X) \end{aligned} \quad (\text{SGF-koks})(5.16b)$$

- Indflydelsen af reaktantgasserne H_2O og CO_2 sammen med de inhiberende gasser H_2 og CO :

$$R(T, [H_2O], [H_2], [CO_2], [CO], f(X)) = -\frac{1}{M_{\text{koks}}} \frac{dw_{\text{koks}}}{dt}$$

$$= \frac{k_{1, fw} \cdot p_{H_2O} + k_{1, fc} \cdot p_{CO_2}}{1 + \frac{k_{1, fw}}{k_3} \cdot p_{H_2O} + \frac{k_{1, fc}}{k_3} \cdot p_{CO_2} + \frac{k_{1, bw}}{k_3} \cdot p_{H_2} + \frac{k_{1, bc}}{k_3} \cdot p_{CO}} \cdot f(X) \quad (\text{bøge-koks}) \quad (16c)$$

hvor k er et Arrhenius-udtryk af formen: $k = k_0 \cdot e^{\frac{-E}{R \cdot T}}$

I afsnittene om kinetikbestemmelse for de anvendte biomasser, vil disse forskellige udtryk for reaktiviteten blive beskrevet yderligere.

5.2.11 Bestemmelse af omsætningsgraden i den dynamiske model

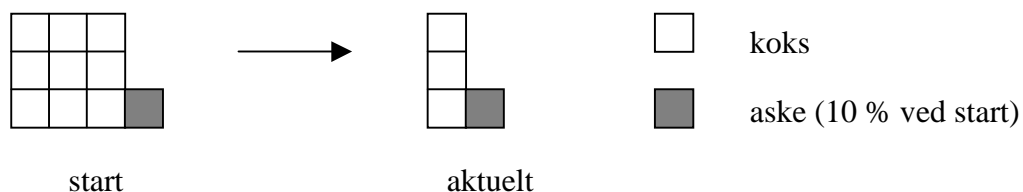
Omsætningsgraden af biomassen bestemmes ved sammenhængen mellem massen af koks ved starten af forgasningen, m_0 , og den aktuelle masse af koks, m , (på askefri basis):

$$X = \frac{m_0 - m}{m_0} = 1 - \frac{m}{m_0} \quad (5.17)$$

Således er $X = 0$ ved starten af forgasningen, hvor $m = m_0$ og tilsvarende er $X = 1$, når al koksen er omsat, $m = 0$.

Denne bestemmelse er ganske enkel at fortage under et batch-forsøg, da man blot vejer prøven løbende under forsøget. I en kontinuert virkende forgasser er dette ikke helt så enkelt, da der hele tiden tilføres nyt uomsat koks i toppen af koksbedden og koksen dernæst bevæger sig ned gennem reaktoren efterhånden som det bliver forgasset.

Umiddelbart er det ikke muligt at se på en koksprøve, hvor meget som er omsat, men ved at se på askeindholdet i koksen, kan omsætningsgraden beregnes. Under antagelse af at asken er inaktiv, ikke fordamper og sidder fast i koksen under forgasningen vil en omsætning af koksen betyde at askeindholdet i prøven stiger. Dette kan illustreres med følgende eksempel:



Figur 5.10 Bestemmelse af omsætningsgraden.

I dette tilfælde kan omsætningsgraden bestemmes til $X = 1 - \frac{3}{9} \approx 0,67$ ved brug af ligning 5.18.

Alternativt kunne omsætningsgraden være bestemt ved at benytte forholdet mellem de relative askeindhold:

$$X = 1 - \frac{y_{\text{aske},0}}{y_{\text{aske}}}, \quad (5.18)$$

hvor $y_{\text{aske}} = \frac{m_{\text{aske}}}{m_{\text{koks}}}$ og $y_{\text{aske},0} = \frac{m_{\text{aske},0}}{m_{\text{koks},0}}$

m_{aske} og m_{koks} er den aktuelle masse af koks og aske.

$m_{\text{aske},0}$ og $m_{\text{koks},0}$ er massen af koks og aske ved begyndelsen.

I ovenstående tilfælde bestemmes X således:

start: $y_{\text{aske},0} = \frac{1}{9} \approx 0,111$

aktuelt $y_{\text{aske}} = \frac{1}{3} \approx 0,333$

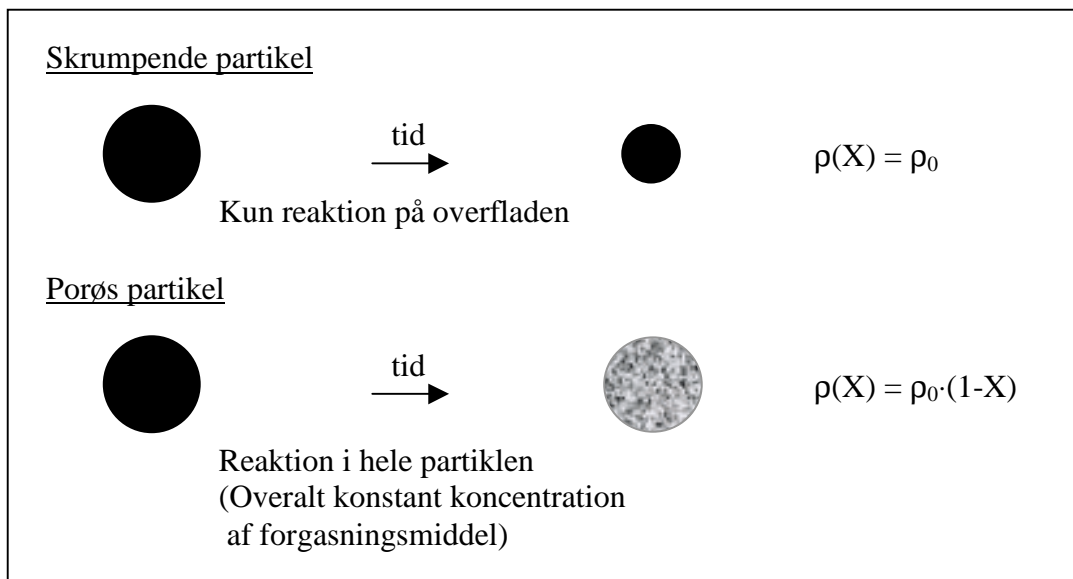
$$X = 1 - \frac{0,111}{0,333} \approx 0,67$$

Dette har sin berettigelse i en kontinuert virkende reaktor, hvor koksen er i bevægelse og hvor det dermed er vanskeligt at bestemme koksens omsætningsgrad. I denne model benyttes en massebalance for asken, på samme måde som for koksen, dog uden et omsætningsled:

$$\frac{dM'_{\text{aske}}}{dt} + \frac{\partial \dot{m}_{\text{aske}}}{\partial x} = 0 \quad (5.19)$$

5.2.12 Partikelmodel

Til at beskrive højden af koksbeden under forgasningen, er det nødvendigt med en beskrivelse af kokspartiklernes omsætning. Det er muligt, at opstille to forskellige partikelmodeller, der samtidig beskriver de mulige yderpunkter for hvordan kokspartiklerne kan omsættes. Partikelmodellerne benævnes som en skrumpende model og en porøs model.



Figur 5.11 To partikelmodeller.

I modellen for en skrumpende partikel sker der kun reaktion på overfladen af koksen. Dvs. partiklen vil blive omsat udefra og blive mindre og mindre, men beholder samme massefylde.

I den porøse model sker der reaktioner ind i hele partiklen, dvs. at der overalt er samme koncentration af forgasningsmiddel i selve partiklen. Partiklen vil nærmest blive omsat indefra. Den vil blive porøs, svampet og der vil gå kanaler gennem den. Partiklen vil beholde samme ydre overflade, men massefylden vil ændres (figur 5.11). Udtrykket for massefyldens ændring med omsætningsgraden fås umiddelbart fra definitionen på omsætningsgraden:

$$X = \frac{m_0 - m(X)}{m_0} = 1 - \frac{m(X)}{m_0} \quad (5.17)$$

hvor X er den gennemsnitlige omsætningsgrad for hele partiklen.

Hvilket for et fastholdt volumen (partiklen bevarer sin ydre form) kan beskrives som:

$$X = 1 - \frac{\left(\frac{m(X)}{V}\right)}{\left(\frac{m_0}{V}\right)} = 1 - \frac{\rho(X)}{\rho_0}$$

$$\Leftrightarrow \rho(X) = \rho_0 \cdot (1 - X) \quad (5.20a)$$

Alternativt kan modellen for den skrumpende partikel beskrive partikelomsætningen:

$$\rho(X) = \rho_0 \quad (5.20b)$$

5.2.13 Temperaturforskel mellem gas- og faststoffase

En af antagelserne forud for opstillingen af ligningssystemet var at faststof- og gasfasen har samme temperatur i ethvert tværsnit af reaktoren. Gyldigheden af denne antagelse undersøges, ved at

separere gas og kokstemperaturen og beregne udvekslingen af varme mellem disse to faser. Energien overføres ved stråling og konvektion mellem koksen og gassen. Herved fås følgende led for henholdsvis stråling og konvektion (appendiks 5: Stråling og appendiks 4: Konvektion)

Stråling:

$$\dot{Q}_{\text{koks}} = \epsilon_{\text{gas}} \cdot \sigma \cdot T_{\text{gas}}^4 + (\tau - 1) \cdot \frac{\sigma \cdot \left(\frac{\epsilon_{\text{koks}} \cdot T_{\text{koks}}^4 + \epsilon_{\text{gas}} \cdot T_{\text{gas}}^4}{\rho} \right)}{\frac{1}{\rho} - \tau}, \quad \left[\frac{\text{W}}{\text{m}^2} \right] \quad (5.21)$$

hvor:

$$\epsilon_{\text{gas}} = 0,019 \quad \epsilon_{\text{koks}} = 0,86 \quad \tau = 0,981 \quad \rho = 0,14 \quad \sigma = 5,670 \cdot 10^{-8}$$

Konvektion:

$$d\dot{Q} = h_{loc} \cdot (a \cdot S \cdot dz) \cdot (T_{koks} - T_{gas}) \quad (5.22)$$

$$\text{hvor: } h_{loc} = \frac{0,91 \cdot Re^{-0,51} \cdot \psi \cdot c_{p,gas} \cdot G_0}{\left(\frac{\hat{c}_p \cdot v}{k} \right)_f} \quad (5.22a)$$

Subskript f, betyder at størrelserne skal evalueres ved film-temperatur: $T_f = \frac{1}{2} \cdot (T_{koks} + T_{gas})$

Dette giver følgende udtryk for den samlede varmeoverføring mellem gassen og koksen.

$$\dot{Q}_{koks} = \left[\epsilon_{gas} \cdot \sigma \cdot T_{gas}^4 + (\tau - 1) \cdot \frac{\sigma \cdot \left(\frac{\epsilon_{koks} \cdot T_{koks}^4 + \epsilon_{gas} \cdot T_{gas}^4}{\rho} \right)}{\frac{1}{\rho} - \tau} + h_{loc} \cdot (T_{gas} - T_{koks}) \right] \cdot a \cdot S \cdot dz \quad (5.23)$$

hvor a er det specifikke varmeoverførende areal $\left[\frac{m^2}{m^3 \text{ reaktorvolumen}} \right]$

og $S \cdot dz$ er reaktorvolumenet.

Separation af faststof- og gastemperatur får direkte indflydelse på water-gas shift reaktionen og reaktivitetsudtrykket, således at udtrykkene skal bestemmes på basis af henholdsvis gastemperaturen og kokstemperaturen.

5.2.14 Brændværdibestemmelse for produktgassen

Brændværdien for produktgassen bestemmes ved at forudsætte en fuldstændig forbrænding med ren ilt i støkiometrisk forhold. Denne reaktion foretages ved isoterm og isobar proces ved standardtilstanden ($T_0 = 298,15 \text{ K}$ og $p_0 = 1 \text{ atm.}$) (Larsen, 1993):

$$\Delta \hat{h}^0 = \sum (v_j \cdot \hat{h}_j^0)_{\text{reaktanter}} - \sum (v_j \cdot \hat{h}_j^0)_{\text{produkter}} \quad (5.24)$$

hvor $\Delta \hat{h}^0$ er produktgassens brændværdi

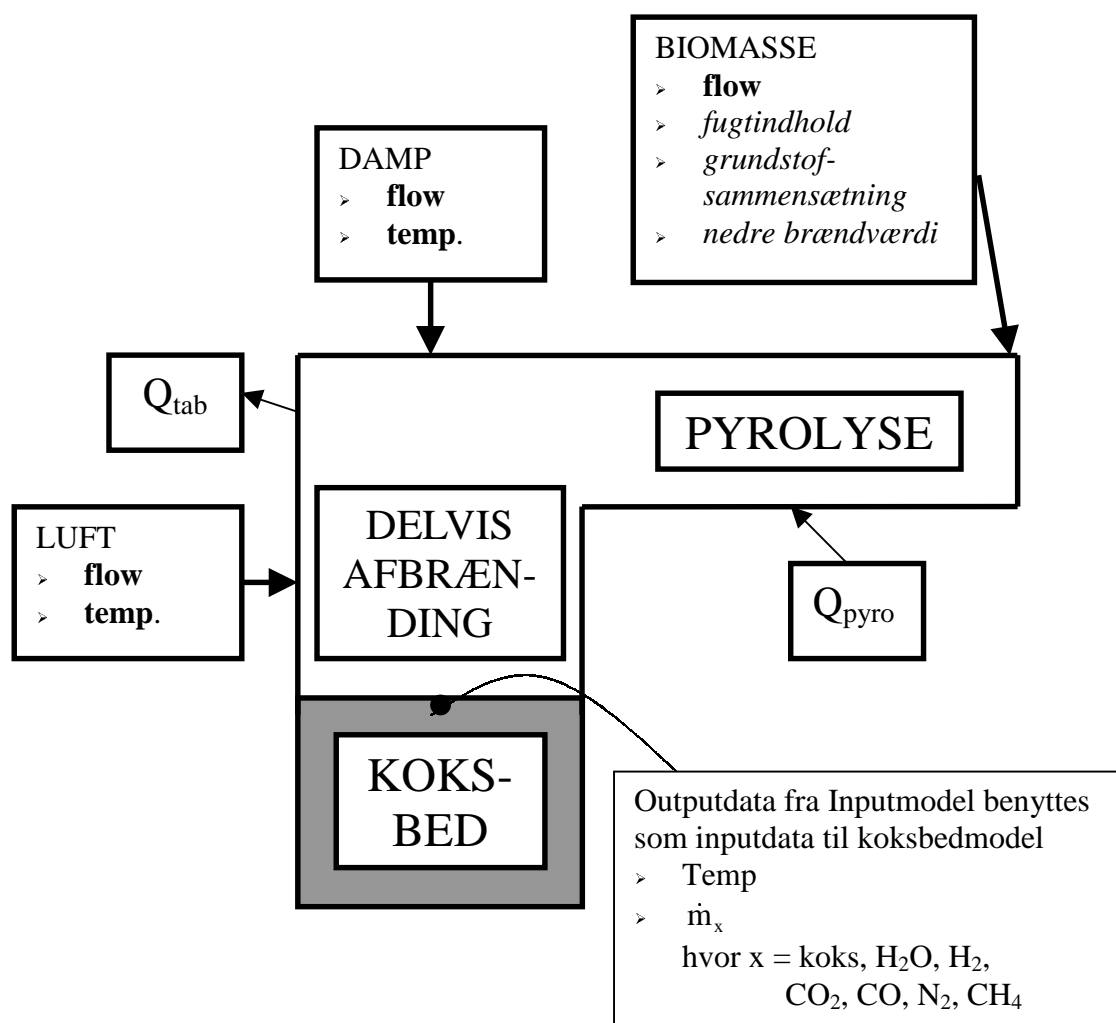
v_j er den støkiometriske koefficient for den j'te komponent og

\hat{h}_j^0 er den nulpunktsentalpien for den j'te komponent.

Benyttes der nedre brændværdi, skal nulpunktsentalpien for damp benyttes og benyttes der øvre brændværdi, skal der benyttes nulpunktsentalpien for vand på væskeform.

5.2.15 Inputmodel

Til at bestemme indgangsbetingelserne til modellen af koksbedden, er der bygget en simpel model til beskrivelse af pyrolysen og den delvise afbrænding. Modellen giver sammensætning af gassen, flowet af koks og temperaturen lige før toppen af koksbedden



Figur 5.12. Diagram over input- og outputdata, samt eksterne varmestrømme i inputmodellen.

Inputmodellen bygger på 1. hovedsætning, kontinuitetsætningen, samt antagelsen af ligevægt mellem gasserne: H_2O , H_2 , CO_2 og CO ved koksbeddens begyndelse, bestemt ved water-gas shift reaktionen. Tjæreindholdet negligeres (se afsnit 5.1.4). Samtidig antages det at processerne forløber så hurtigt, at det tidsafhængige led kan ignoreres og processen dermed kan betragtes som stationær:

$$\sum \dot{m}_{ud} - \sum \dot{m}_{ind} = 0 \quad (5.6)$$

$$\Sigma(\dot{m}h)_{ud} - \Sigma(\dot{m}h)_{ind} = \dot{Q} \quad (5.12)$$

$$K_a(T) = \frac{[H_2O] \cdot [CO]}{[H_2] \cdot [CO_2]} \quad (5.15)$$

Indgangsværdier

Som indgangsværdier til inputmodellen benyttes driftsparametre, som fastlægges af den driftsansvarlige under forsøgskørslerne (vist med fed skrift i figur 5.12) og data fra en brændselsanalyse foretaget på biomassen forud for en forsøgskørsel (vist med kursiv skrift i figur 5.12).

Varmestrømme og empiriske data

- \dot{Q}_{pyro} : Varmetilførslen til tørring og pyrolyse er bestemt på baggrund af (Gaustad, 1993), der viser, at det kræver ca. 5 kW at pyrolysere 18,75 kg tør flis pr. time (100 kW brændsel) til 600 °C. Dertil skal der bruges 1 kW til at fordampe og opvarme 1 kg vand/h til 600 °C (flisens fugtindhold).
- \dot{Q}_{tab} : Forskellige beregninger har vist at 100 kW-forgasseren før ombygningen (figur 7.2) havde et varmetab på 8-10 kW og efter ombygningen (figur 7.12) har et varmetab på ca. 5 kW.
- \dot{m}_{CH_4} : Massestrømmen af CH₄ er bestemt på basis af gasmålinger foretaget efter pyrolysen og efter forgasningen.
- koks-%: Andelen af koks efter pyrolysen bestemmes ved at pyrolysere biomassen ved betingelser, der tilstræbes at beskrive forholdene i pyrolyseenheden under drift.

5.2.16 Nulpunktsentalpien for biomassen

Dannelsesentalpien for biomassen i standardtilstanden ($T_0 = 298,15$ K og $p_0 = 1$ atm.) beregnes umiddelbart på basis af brændværdien. Dette gøres ved at afstemme reaktionsligningen, hvor biomassen forbrændes fuldstændig med ilt (Larsen, 1993):

$$\Delta \hat{h}^0 = \sum (v_j \cdot \hat{h}_j^0)_{reaktanter} - \sum (v_j \cdot \hat{h}_j^0)_{produkter} \quad (5.25)$$

hvor $\Delta \hat{h}^0$ er biomassens brændværdi

v_j er den støkiometriske koefficient for den j'te komponent og

\hat{h}_j^0 er den nulpunktsentalpien for den j'te komponent.

Benyttes der nedre brændværdi, skal nulpunktsentalpien for damp benyttes og benyttes der øvre brændværdi, skal der benyttes nulpunktsentalpien for vand på væskeform.

5.2.17 Koldgaseffektivitet

Et anlægs koldgaseffektivitet bestemmes ved definitionen:

$$\eta_{koldgas} = \frac{\dot{m}_{gas, tør} \cdot \Delta \hat{h}_{gas}^0}{\dot{m}_{brændsel, tør} \cdot \Delta \hat{h}_{brændsel}^0} \quad (5.26)$$

hvor $\dot{m}_{\text{gas}, \text{tør}}$ er masseflowet af gas på tør basis

$\dot{m}_{\text{brændsel}, \text{tør}}$ er masseflowet af tørt brændsel

$\Delta \hat{h}_{\text{gas}}^0$ er gassens nedre brændværdi

$\Delta \hat{h}_{\text{brændsel}}^0$ er brændslets nedre brændværdi.

5.2.18 Opsummering af ligningssystemet for den dynamiske model

I dette afsnit foretages en opsummering af det udledte ligningssystem, der benyttes til at beskrive de dynamiske forhold i koksbedden under forgasning.

Massebevarelse for koks:

$$\frac{dM'_{\text{koks}}}{dt} + \frac{\partial \dot{m}_{\text{koks}}}{\partial x} = \dot{\Gamma}_{\text{koks}} = \frac{dw_{\text{koks}}}{dt} \quad (5.13)$$

Massebevarelse for gas:

$$\frac{\partial \dot{m}_{\text{gas}}}{\partial x} = \dot{\Gamma}_{\text{gas}} = -\frac{dw_{\text{koks}}}{dt} \quad (5.14)$$

Energibevarelse for alle komponenter:

$$\sum \frac{d(M' \cdot u)}{dt} + \sum \frac{\partial (\dot{m} \cdot h)}{\partial x} = \dot{Q} \quad (5.10)$$

Gasserne er i ligevægt efter water-gas shift reaktionen:

$$K_a(T) = \frac{[\text{H}_2\text{O}] \cdot [\text{CO}]}{[\text{H}_2] \cdot [\text{CO}_2]} \quad (5.15)$$

Reaktiviteten for den aktuelle biomasse er bestemt ved TGA-målinger. På basis heraf er der bestemt et udtryk der beregner denne omsætningshastighed som funktion af de undersøgte parametre. Der er udført TGA-målinger på koks af Standard Gasifier Fuel (SGF) og koks af bøgeflis.

På baggrund af MakroTGA-målinger på SGF er der bestemt to udtryk for reaktiviteten (hvor ét vælges):

$$\begin{aligned} R(T, [\text{H}_2\text{O}], [\text{H}_2]) &= -\frac{1}{M_{\text{koks}}} \frac{dw_{\text{koks}}}{dt} \\ &= \frac{A \cdot e^{\frac{-E}{R \cdot T}} \cdot p \cdot T^m}{A \cdot e^{\frac{-E}{R \cdot T}} + p \cdot T^m} \cdot \frac{[\text{H}_2\text{O}]^{n_1}}{1 + n_2 \cdot [\text{H}_2]} \end{aligned} \quad (\text{SGF-koks})(5.16a)$$

$$\begin{aligned}
R(T, [H_2O], [H_2], f(X)) &= -\frac{1}{M_{\text{koks}}} \frac{dw_{\text{koks}}}{dt} \\
&= \frac{A \cdot e^{\frac{-E}{R \cdot T}} \cdot p \cdot T^m}{A \cdot e^{\frac{-E}{R \cdot T}} + p \cdot T^m} \cdot \frac{[H_2O]^{n_1}}{1 + n_2 \cdot [H_2]} \cdot f(X)
\end{aligned} \quad (\text{SGF-koks})(5.16b)$$

På baggrund af målinger foretaget på NTNU og Risø, er der bestemt et reaktivitetsudtryk for koks af bølgeflis:

$$\begin{aligned}
R(T, [H_2O], [H_2], [CO_2], [CO], f(X)) &= -\frac{1}{M_{\text{koks}}} \frac{dw_{\text{koks}}}{dt} \\
&= \frac{k_{1, \text{fw}} \cdot p_{H_2O} + k_{1, \text{fc}} \cdot p_{CO_2}}{1 + \frac{k_{1, \text{fw}}}{k_3} \cdot p_{H_2O} + \frac{k_{1, \text{fc}}}{k_3} \cdot p_{CO_2} + \frac{k_{1, \text{bw}}}{k_3} \cdot p_{H_2} + \frac{k_{1, \text{bc}}}{k_3} \cdot p_{CO}} \cdot f(X)
\end{aligned} \quad (\text{bølge-koks})(5.16c)$$

Omsætningsgraden af koksen (X), beregnes som forholdet mellem askeindholdet ved start og det aktuelle askeindhold i koksen:

$$X = 1 - \frac{y_{\text{aske},0}}{y_{\text{aske}}} \quad (5.18)$$

$$\text{hvor } y_{\text{aske}} = \frac{m_{\text{aske}}}{m_{\text{koks}}} \text{ og } y_{\text{aske},0} = \frac{m_{\text{aske},0}}{m_{\text{koks},0}}$$

m_{aske} og m_{koks} er den aktuelle masse af koks og aske.

$m_{\text{aske},0}$ og $m_{\text{koks},0}$ er massen af koks og aske ved begyndelsen.

Til at finde det aktuelle askeindhold i koksen opstilles en massebalance for koksen:

$$\frac{dM'_{\text{aske}}}{dt} + \frac{\partial \dot{m}_{\text{aske}}}{\partial x} = 0 \quad (5.19)$$

Omsætningen af koksen kan beskrives ved to alternative partikkelmodeller: skrumpende partikkelmodel og porøs partikkelmodel:

Porøs partikkelmodel antager reaktion i hele partiklen:

$$\rho(X) = \rho_0 \cdot (1 - X) \quad (5.20a)$$

Skrumpende partikkelmodel antager at der kun sker reaktioner på den ydre overflade:

$$\rho(X) = \rho_0 \quad (5.20b)$$

I det tilfælde hvor der separeres mellem faststof- og gastemperatur, beregnes der varmeoverføring imellem de to faser. Denne varmeoverføring sker ved stråling og konvektion:

$$\dot{Q}_{\text{koks}} = \left[\epsilon_{\text{gas}} \cdot \sigma \cdot T_{\text{gas}}^4 + (\tau - 1) \cdot \frac{\sigma \cdot \left(\frac{\epsilon_{\text{koks}}}{\rho} \cdot T_{\text{koks}}^4 + \epsilon_{\text{gas}} \cdot T_{\text{gas}}^4 \right)}{\frac{1}{\rho} - \tau} + h_{\text{loc}} \cdot (T_{\text{gas}} - T_{\text{koks}}) \right] \cdot a \cdot S \cdot dz \quad (5.23)$$

Brændværdien af produktgassen bestemmes:

$$\Delta \hat{h}^0 = \sum (v_j \cdot \hat{h}_j^0)_{\text{reaktanter}} - \sum (v_j \cdot \hat{h}_j^0)_{\text{produkter}} \quad (5.24)$$

Der er opbygget en inputmodel der kan fastlægge tilstanden ved indgangen til koksbedden. Inputmodellen bygger på massebevarelse, energibevarelse og ligevægt mellem gasserne givet ved water-gas shift reaktionen (afsnit 5.2.15).

Med kendskab til biomassens og produktgassens brændværdi kan anlæggets koldgaseffektivitet beregnes:

$$\eta_{\text{koldgas}} = \frac{\dot{m}_{\text{gas, tør}} \cdot \Delta \hat{h}_{\text{gas}}^0}{\dot{m}_{\text{brændsel, tør}} \cdot \Delta \hat{h}_{\text{brændsel}}^0} \quad (5.26)$$

Ligningerne er opstillet for et differentielt kontrolvolumen. De løses ved at integrere fra toppen af reaktoren til bunden af reaktoren. Det giver følgende output:

Output fra model:

- Temperaturerne lokalt ned gennem koksbedden.
- Gassammensætningen lokalt ned gennem koksbedden.
- Massen af koks i bedden og - ved antagelsen af en partikelmodel – bedhøjden.
- Produceret gasmængde ned gennem bedden.
- Reaktiviteten ned gennem koksbedden, samt en gennemsnitlig/total reaktivitet.
- Gasproduktionen på tør og våd basis.
- Øvre og nedre brændværdi.
- Anlæggets koldgaseffektivitet.

Disse output fås som funktion af tiden (dynamisk).

5.2.19 Stationær model

Det opstillede ligningssystem blev tillige gjort stationært ved at sætte de tidsafhængige led til nul.

$$\frac{dM_{\text{koks}}}{dt} = 0 \quad \frac{\partial \dot{m}_{\text{koks}}}{\partial x} = \dot{\Gamma}_{\text{koks}} = \frac{dw_{\text{koks}}}{dt} \quad (5.13)$$

$$\frac{dM_{\text{gas}}}{dt} = 0 \quad \frac{\partial \dot{m}_{\text{gas}}}{\partial x} = \dot{\Gamma}_{\text{gas}} = -\frac{dw_{\text{koks}}}{dt} \quad (5.14)$$

$$\sum \frac{d(\dot{M} \cdot u)}{dt} + \sum \frac{\partial (\dot{m} \cdot h)}{\partial x} = \dot{Q}' \quad (5.12)$$

$$R(T, [H_2O], [H_2], [CO_2], [CO], f(X)) = -\frac{1}{M_{koks}} \frac{dw_{koks}}{dt}$$

$$= \frac{k_{1,fw} \cdot p_{H_2O} + k_{1,fc} \cdot p_{CO_2}}{1 + \frac{k_{1,fw}}{k_3} \cdot p_{H_2O} + \frac{k_{1,fc}}{k_3} \cdot p_{CO_2} + \frac{k_{1,bw}}{k_3} \cdot p_{H_2} + \frac{k_{1,bc}}{k_3} \cdot p_{CO}} \cdot f(X) \quad (\text{bølge-koks})(5.16c)$$

Ligning 5.13 og 5.16c kan herefter omskrives til

$$\frac{\partial \dot{m}_{koks}}{\partial x} = \dot{\Gamma}_{koks} = -R \cdot M_{koks} \quad (5.27)$$

$$R = \frac{k_{1,fw} \cdot p_{H_2O} + k_{1,fc} \cdot p_{CO_2}}{1 + \frac{k_{1,fw}}{k_3} \cdot p_{H_2O} + \frac{k_{1,fc}}{k_3} \cdot p_{CO_2} + \frac{k_{1,bw}}{k_3} \cdot p_{H_2} + \frac{k_{1,bc}}{k_3} \cdot p_{CO}} \cdot f(X) \quad (5.28)$$

$$\frac{\partial \dot{m}_{gas}}{\partial x} = \dot{\Gamma}_{gas} = R \cdot M_{koks} \quad (5.29)$$

$$\sum \frac{\partial (\dot{m} \cdot h)}{\partial x} = \dot{Q}' \quad (5.30)$$

$$K_a(T) = \frac{[H_2O] \cdot [CO]}{[H_2] \cdot [CO_2]} \quad (5.15)$$

$$\rho(X) = \rho_0 \cdot (1 - X) \quad (5.20a)$$

$$\rho(X) = \rho_0 \quad (5.20b)$$

Ved at gøre ligningssystemet stationært blev den tidslige dimension frigjort. Denne frie parameter er blevet anvendt til at foretage forskellige stationære parameterstudier, hvor betydningen af de indgående inputparametre (tabel 5.1) undersøgtes.

Inputparametre
➤ Massestrømmen af tørt træ
➤ Træets fugtindhold
➤ Massestrømmen overhedet damp
➤ Massestrømmen af forvarmet luft
➤ Temperaturen af den overhedede damp
➤ Temperaturen af den forvarmede luft
➤ Varmetabet fra reaktoren

Tabel 5.1 Inputparametre til ligningssystemet

Der er opbygget tre versioner af den stationære model, således at tre principielt forskellige tilfælde kan undersøges:

- Et "straight forward" tilfælde, hvor en af inputparametrene i tabel 5.1 varieres, mens de øvrige parametre fastholdes. Bundtemperaturen, der er et output fra modellen, bestemmes på basis af modellens input.
- Et tilfælde hvor bundtemperaturen varieres indenfor et ønsket område og hvor lufttilsætningen bestemmes implicit, mens de øvrige inputparametre holdes konstante.
- Endelig et tilfælde hvor bundtemperaturen fastholdes, en af inputparametrene varieres og de øvrige inputparametre fastholdes, mens lufttilsætningen bestemmes implicit.

De to sidstnævnte variationsmuligheder er bygget ind i den stationære model, for at kunne undersøge konsekvenserne af forskellige styringsstrategier. I praksis har det vist sig fordelagtigt at benytte top- og bundtemperaturen som en styringsparameter og dernæst regulere på lufttilsætningen, så den ønskede bundtemperatur opnås.

5.3 Løsning af ligningssystemet

Ligningssystemet er opstillet for et differentielt kontrolvolumen og består af et sæt koblede algebraiske ligninger og sædvanlige- og partielle differentialligninger. Systemet bliver løst ved at tilnærme de indgående partielle differentialligninger til et sæt af sædvanlige differentialligninger. Dette gøres ved at isolere de tidsligt afledte og dernæst løse den rumligt afledte ved diskretisering. Endelig løses det reducerede system ved at benytte simuleringsprogrammet SIL (Houbak, 1987).

5.3.1 Simuleringsprogram

SIL (Simulation Language) er udviklet af lektor Niels Houbak, Institut for Energiteknik, DTU, gennem de sidste 15-20 år. Programmet er udviklet med henblik på at lave et PC-baseret program til simulering af energisystemer. SIL har tidligere været brugt til så forskellige discipliner som simulering af kraftværker, elektro- og forbrændingsmotorer, kemiske reaktioner og til design af køleskabe.

SIL kan løse sædvanlige differentielle algebraiske ligninger, løse ligninger implicit og samtidig håndtere diskontinuiteter. Programmer i SIL begrænses i størrelse, idet SIL køres fra DOS, der kun har et normallager på 640 kB. Derfor er der lagt en begrænsning i antallet af ligninger ind i SIL. Et program må således maksimalt indeholde 96 sædvanlige differentialligninger, 96 implicitte algebraiske ligninger og ca. 1000 variable.

5.3.2 Kontrolvolumen-betragtninger:

For at optimere brugen af SIL, der er begrænset i antallet af differentialligninger, er der noget utraditionelt valgt at anvende kontrolvolumener af varierende størrelse. Dette er gjort ved at størrelsen af de enkelte kontrolvolumener bestemmes af at der ved stationær tilstand skal være samme koksomsætning i alle kontrolvolumener.

Dette betyder at kontrolvolumenerne ligger meget tæt i toppen, hvor der er høj temperatur og dermed en stor reaktivitet og koksomsætning. Høj reaktivitet medfører, at koksen omsættes hurtigt, hvilket skaber et stort temperaturfald, da forgasningsprocesserne er stærkt energiforbrugende. Dette indebærer at der skabes store temperaturgradienter i toppen. Således vil der opnås en betydeligt bedre beskrivelse af koksbedden, ved at kontrolvolumenerne er små i toppen og store i bunden af koksbedden, fremfor at der blev benyttet det samme antal kontrolvolumener med ens størrelse. Det totale antal kontrolvolumener, N_{KV} , vælges til 24, hvilket betyder at der kan benyttes 4 differentialligninger for hvert kontrolvolumen.

Størrelsen af kontrolvolumenet fastlægges i programmet ved relationen:

$$\dot{m}_{\text{koks,ud}} - \dot{m}_{\text{koks,ind}} = -\frac{1}{N_{KV}} \cdot \dot{m}_{\text{koks,ind,top}} \quad (5.31)$$

hvor N_{KV} er antallet af kontrolvolumener og $\dot{m}_{\text{koks,ind,top}}$ er molstrømmen af koks til forgasningsreaktoren.

Indsættes $\frac{\partial \dot{m}_{\text{koks}}}{\partial x} = \dot{m}_{\text{koks,ud}} - \dot{m}_{\text{koks,ind}}$ (ændring i massestrøm på differentiell form, afsnit

5.2.7) fås:

$$\frac{\partial \dot{m}_{\text{koks}}}{\partial x} = \dot{m}_{\text{koks,ud}} - \dot{m}_{\text{koks,ind}} = -\frac{1}{N_{\text{KV}}} \cdot \dot{m}_{\text{koks,ind,top}} \quad (5.32)$$

Indsættes (5.32)

i kontinuitetsligningen for koks (5.13) $\left(\frac{dM'_{\text{koks}}}{dt} + \frac{\partial \dot{m}_{\text{koks}}}{\partial x} = \dot{\Gamma}_{\text{koks}} = \frac{dw_{\text{koks}}}{dt} \right)$:

$$\frac{dM'_{\text{koks}}}{dt} = \frac{1}{N_{\text{KV}}} \cdot \dot{m}_{\text{koks,ind,top}} + \frac{dw_{\text{koks}}}{dt} \quad (5.33)$$

Dette betyder at kontrolvolumenet kan ændre størrelse som følge af at højden på koksbedden ændrer sig. Hermed udføres der et arbejde på kontrolvolumenet, der ikke er medtaget i beregningerne. Dette bidrag er negligeret ud fra en overslagsberegning, der viser at det udførte arbejde er minimalt, som følge af at ændringer i bedhøjde er meget langsomme.

5.3.3 Bestemmelse af omsætningsgraden, X, i det stationære tilfælde

Til løsning af de stationære modeller, findes omsætningsgraden, X, i det stationære tilfælde.

Ved at kombinere (5.14) og (5.33) fås:

$$\cancel{\frac{dM'_{\text{koks}}}{dt}} = 0 \quad \frac{1}{N_{\text{KV}}} \cdot \dot{m}_{\text{koks,ind,top}} + \dot{\Gamma}_{\text{koks}} \quad (5.34)$$

$$0 = \frac{1}{N_{\text{KV}}} \cdot \dot{m}_{\text{koks,ind,top}} + \dot{\Gamma}_{\text{koks}} \quad (5.35)$$

Af ligning 5.35 ses det, at der omsættes lige meget koks i hvert kontrolvolumen. Hvis der anvendes 24 kontrolvolumener til at beskrive koksbedden, så er 1/24 af koksen omsat i det øverste kontrolvolumen, 2/24 af koksen omsat i næstøverste kontrolvolumen og så fremdeles til bunden af reaktoren, hvor al koksen er omsat. Dette betyder at i det stationære tilfælde kan omsætningsgraden, X, (afsnit 5.2.11) beskrive som:

$$X = \frac{N_{\text{KV},i}}{N_{\text{KV}}} \quad (5.36)$$

hvor $N_{\text{KV},i}$ er nummeret på det aktuelle kontrolvolumen, regnet fra toppen af koksbedden og N_{KV} er det totale antal af kontrolvolumener, der benyttes til at beskrive koksbedden.

Dette kan eftervises ved at lade tiden gå mod uendelig i den dynamiske model og derpå optegne X.

5.3.4 Isolering af dT/dt i første hovedsætning

Systemet bliver som nævnt løst ved at tilnærme de indgående partielle differentialligninger til et sæt af sædvanlige differentialligninger, dernæst isolere de tidsligt afhængige og endelig løse det omskrevne ligningssystem i SIL.

I det følgende beskrives udledningen af de tidsafhængige led. Da kontinuitetssætningen i udgangspunkt er på den ønskede form, beskrives kun udledningen af de tidsafhængige led i 1. hovedsætning.

Omformulering af 1.HS: (Isolering af dT/dt)

$$\sum \frac{d(M' \cdot u)}{dt} + \sum \frac{\partial(\dot{m} \cdot h)}{\partial x} = \dot{Q} \quad (5.12)$$

$$\sum \frac{d(M' \cdot u)}{dt} = \dot{Q} - \sum \frac{\partial(\dot{m} \cdot h)}{\partial x} \quad (5.38)$$

Partiel differentiering:

$$\sum M' \cdot \frac{du}{dt} + \sum u \cdot \frac{dM'}{dt} = \dot{Q} - \sum \frac{\partial(\dot{m} \cdot h)}{\partial x} \quad (5.39)$$

Indsættes $du = c_v \cdot dT$

$$\sum M' \cdot c_v \frac{dT}{dt} = \dot{Q} - \sum \frac{\partial(\dot{m} \cdot h)}{\partial x} - \sum u \cdot \frac{dM'}{dt} \quad (5.40)$$

$$\frac{dT}{dt} = \frac{\dot{Q} - \sum \frac{\partial(\dot{m} \cdot h)}{\partial x} - \sum u \cdot \frac{dM'}{dt}}{\sum M' \cdot c_v} \quad (5.41)$$

Det antages at:

$$(i) \quad \sum \frac{dM'_{\text{gas}}}{dt} = 0 \Rightarrow \sum u \frac{dM'}{dt} \approx u_{\text{koks}} \frac{dM'_{\text{koks}}}{dt} \quad (5.42)$$

og

$$(ii) \quad \sum M' = \sum M'_{\text{koks}} \Rightarrow \sum M' \cdot c_v \approx \sum M'_{\text{koks}} \cdot c_{v,\text{koks}} \quad (5.43)$$

Under (i) og (ii) antages det, at den ophobede masse af gas er negligerbar i forhold til akkumulationen af koks og at der kun er koks i reaktoren, da $\rho_{\text{koks}} \gg \rho_{\text{gas}}$.

$$\frac{dT}{dt} = \frac{\dot{Q} - \sum \frac{\partial(\dot{m} \cdot h)}{\partial x} - u_{\text{koks}} \cdot \frac{dM'_{\text{koks}}}{dt}}{M'_{\text{koks}} \cdot c_{v,\text{koks}}} \quad (5.44)$$

Hermed er $\frac{dT}{dt}$ - leddet isoleret i første hovedsætning. $\frac{dM'_{\text{koks}}}{dt}$ - leddet behøver ikke at blive omskrevet yderligere, da det kendes direkte fra kontinuitetssætningen for koks.

5.3.5 Analytisk løsning af water-gas shift ligningen

I appendiks 6 ”Analytisk løsning af water-gas shift ligningen” udledes en analytisk løsning af water-gas shift ligningen, på baggrund af grundstofbalance for de indgående komponenter (n_C , n_H og n_O) på molbasis og water-gas shift ligningen.

1. $K_a(T) = \frac{\dot{n}_{H_2O} \cdot \dot{n}_{CO}}{\dot{n}_{H_2} \cdot \dot{n}_{CO_2}}$
2. $\dot{n}_C = \dot{n}_{CO} + \dot{n}_{CO_2}$
3. $\dot{n}_H = 2 \cdot \dot{n}_{H_2O} + 2 \cdot \dot{n}_{H_2}$
4. $\dot{n}_O = \dot{n}_{CO} + 2 \cdot \dot{n}_{CO_2} + \dot{n}_{H_2O}$

Den analytiske løsning bliver:

$$\dot{n}_{CO_2} = \frac{-\left(K_a \cdot \frac{\dot{n}_H}{2} - K_a \cdot \dot{n}_O + K_a \cdot \dot{n}_C + \dot{n}_O\right)}{2 \cdot (K_a - 1)} + \frac{\sqrt{\left(K_a \cdot \frac{\dot{n}_H}{2} - K_a \cdot \dot{n}_O + K_a \cdot \dot{n}_C + \dot{n}_O\right)^2 - 4 \cdot (K_a - 1) \cdot \dot{n}_C \cdot (\dot{n}_C - \dot{n}_O)}}{2 \cdot (K_a - 1)}$$

$$\dot{n}_{CO} = \dot{n}_C - \dot{n}_{CO_2}$$

$$\dot{n}_{H_2} = \frac{\dot{n}_H}{2} - \dot{n}_O + \dot{n}_C + \dot{n}_{CO_2}$$

$$\dot{n}_{H_2O} = \dot{n}_O - \dot{n}_C - \dot{n}_{CO_2}$$

Ved at anvende den analytiske løsning fremfor at løse ligningssystemet ved simpel iteration nedsættes regnetiden betragteligt.

5.3.6 Entalpibestemmelse

Entalpierne af de indgående komponenter (grafit (C), H_2O , H_2 , CO_2 , CO , N_2 , CH_4) bestemmes ved tilnærmelse af polynomier til tabelopslag (Knacke, 1991), Se appendiks 7 ”Entalpi-bestemmelse på basis af Knacke”. Koks er blevet tilnærmet med grafit. Der benyttes absolutværdier for entalpierne, hvilket sker for at henhøre til samme internationalt vedtagne standard reference (Larsen, 1993):

$$T_0 = 298,15 \text{ K} \quad \text{og} \quad p_0 = 1 \text{ atm.} = 1,013 \text{ bar.}$$

$$h_{\text{koks}} = \left((2,4682 \cdot 10^{-9} \cdot T - 1,3146 \cdot 10^{-5}) \cdot T + 2,7950 \cdot 10^{-2} \right) \cdot T - 4,6904 \quad [\text{J/mol}]$$

$$\cdot T - 759,65$$

$$h_{H_2O} = \left((-1,1853 \cdot 10^{-6} \cdot T + 8,2233 \cdot 10^{-3}) \cdot T + 29,0266 \right) \cdot T - 251.236,3 \quad [\text{J/mol}]$$

$$h_{H_2} = \left((2,8541 \cdot 10^{-7} \cdot T + 7,5371 \cdot 10^{-4}) \cdot T + 28,1799 \right) \cdot T - 8468 \quad [\text{J/mol}]$$

$$h_{CO_2} = \left((-4,1037 \cdot 10^{-6} \cdot T + 1,7087 \cdot 10^{-2}) \cdot T + 32,5902 \right) \cdot T - 404746 \quad [\text{J/mol}]$$

$$h_{CO} = \left((-7,8966 \cdot 10^{-7} \cdot T + 4,0847 \cdot 10^{-3}) \cdot T + 27,4025 \right) \cdot T - 119057,4 \quad [\text{J/mol}]$$

$$h_{N_2} = \left((-6,7373 \cdot 10^{-7} \cdot T + 3,7142 \cdot 10^{-3}) \cdot T + 27,3867 \right) \cdot T - 8492,6 \quad [\text{J/mol}]$$

$$h_{CH_4} = \left((-5,7518 \cdot 10^{-6} \cdot T + 3,7413 \cdot 10^{-2}) \cdot T + 13,6969 \right) \cdot T - 82117,3 \quad [\text{J/mol}]$$

5.3.7 Løsning af stationær model

Der er opstillet et ligningssystem for det stationære tilfælde, hvor diverse parameterstudier kan udføres på systemets styringsparametre.

I de stationære modeller, er det valgt at basere kinetikdataene på målingerne, der blev lavet på bøgekoks fra uge 37. Målingerne er udført på Risø.

Modellerne er implementeret, således at SIL løser ligningssystem med den aktuelle parameter som den uafhængige variabel (det som i de dynamiske modeller er tiden).

6 Brændselsdata

I foreliggende afhandling præsenteres der to forsøgskørsler (Standard Gasifier Fuel (SGF) og bøgeflis) med 100 kW tottrinsforgasningsanlægget og resultaterne fra disse forsøg sammenlignes med resultaterne fra den dynamiske model af koksbedden.

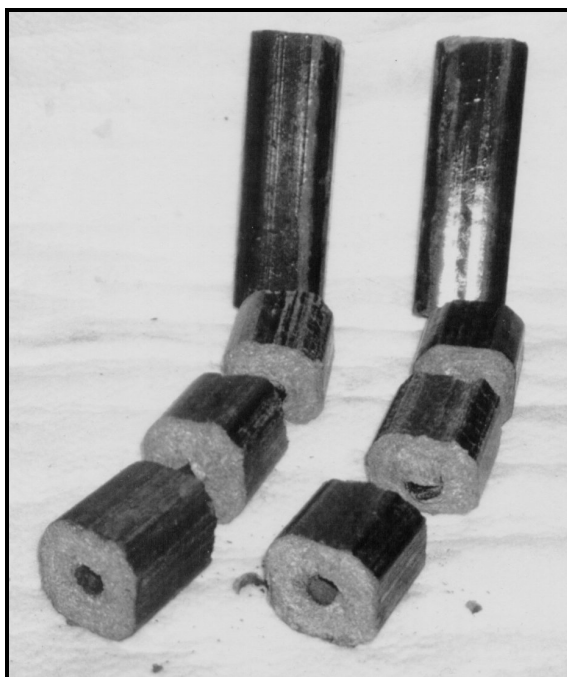
I dette kapitel bestemmes reaktiviteten på koksen fra de anvendte brændsler. Der foretages tillige elementaranalyse og brændværdi på brændslet bestemmes. Disse resultater benyttes i den opbyggede model af koksbedden.

Reaktiviteten for SGF bliver bestemt ved målinger i ET's makroTGA Indflydelsen af temperaturen, koncentrationerne af H_2O og H_2 samt omsætningsgraden på reaktiviteten måles i dette arbejde.

Reaktiviteten for bøgekoks der blev anvendt i uge 37-forsøget blev bestemt i en serie eksperimenter, udført i samarbejde med María Barrio og Håvar Risnes, begge NTNU, Trondheim. Eksperimenterne blev udført ad to omgange. I første omgang blev der gennemført en serie målinger på Institut for Termisk Energi, NTNU, hvor koksens reaktivitet blev målt på instituttets SDT ved forgasning med CO_2/N_2 . Dernæst udførtes en måleserie i samarbejde med Lasse Holst Sørensen, ReaTech, hvor der blev anvendt gasblandinger af $H_2O/H_2/N_2$ og $CO/CO_2/N_2$. Disse målinger blev udført på hhv. Risø's PTGA og Risø's SDT. På baggrund af disse eksperimenter blev reaktiviteten bestemt som en funktion af temperaturen og partialtrykkene af $H_2O/H_2/CO/CO_2$ samt af omsætningsgraden $f(X)$.

6.1 MAKRO-TGA data for SGF

I dette afsnit bestemmes reaktiviteten for koks af SGF (Standard Gasifier Fuel). SGF er briketter af hårdt presset savsmuld fra forarbejdning af træ og er udviklet med den hensigt at skabe et standardiseret brændsel til brug i forgassere.



Figur 6.1 Standard Gasifier Fuel (SGF): Som leveret (bagerst) og neddelte til anvendt størrelse (forrest).

6.1.1 Brændselskarakteristik

Forud for forsøget blev brændslet analyseret for at klarlægge dets fysiske egenskaber i forhold til anvendelse i tottrinsforgasseren (Henriksen & Nielsen, 1997a).

Analyse:	Hovedresultat:
Fugtindhold:	5,5% - 7,5%
Askeindhold:	0,3 % dry
Pyrolyse til 600 °C	30,1 % koks daf.
Makro TGA-analyse, 100 % H ₂ O, 800 °C	R _M ≈ 1,5 % pr. min
En times eksponering med damp ved 100 °C	Kraftigt fald i mekanisk styrke

Tabel 6.1 Fysiske egenskaber for SGF, bestemt af ET, DTU

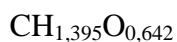
INTRON, Holland, udførte en brændselsanalyse (appendiks 8 ”*Elementaranalyse af SGF*”) af SGF, hvilket blandt andet indebar en brændværdibestemmelse og en grundstofanalyse:

C	H	O	N	S	Cl	aske
50,3 %	5,9 %	43,0 %	0,18 %	0,1 %	0,026 %	0,56 %

$$H_{n,SGF} = 19,26 \text{ MJ/kg}$$

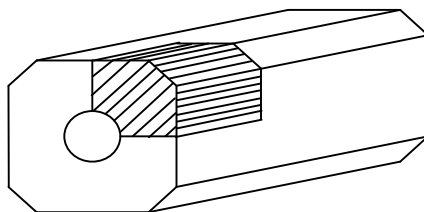
Tabel 6.2 Brændværdibestemmelse og grundstofanalyse af SGF, [Vægt %, mf]

På basis af elementaranalysen blev den støkiometriske formel for SGF bestemt til:



6.1.2 Pyrolysebetinger

Koks til reaktivitetsmålinger blev frembragt efter følgende metode:



Figur 6.2 Neddelt SGF-kube (skraveret)

- Neddeling af SGF-kube til ca. 1/12 størrelse. (ca. 90 g)
- Tørring i ovn ved 104 °C i 24 timer.

Pyrolysering i separat ovn ved 600 °C i en atmosfære, bestående af flygtige pyrolyseprodukter og kvælstof. Opvarmningsraten er på ca. 16 - 18 °C/min.

Pyrolyseringen giver en koksrest, der indeholder ca. 30 % af den oprindelige biomasse (mf).

6.1.3 Instrumentering

Til bestemmelse af reaktiviteten af forskellige biomasser, har Institut for Energiteknik udført en lang række forsøg til at klarlægge forholdene. Til forsøgene benyttes en: "Large-sample Thermo Gravimetric Analyzer (Makro-TGA)" (figur 6.3). Man har specielt fokuseret på forholdene omkring forgasning af halm, men har også kørt forsøg med træflis og SGF.

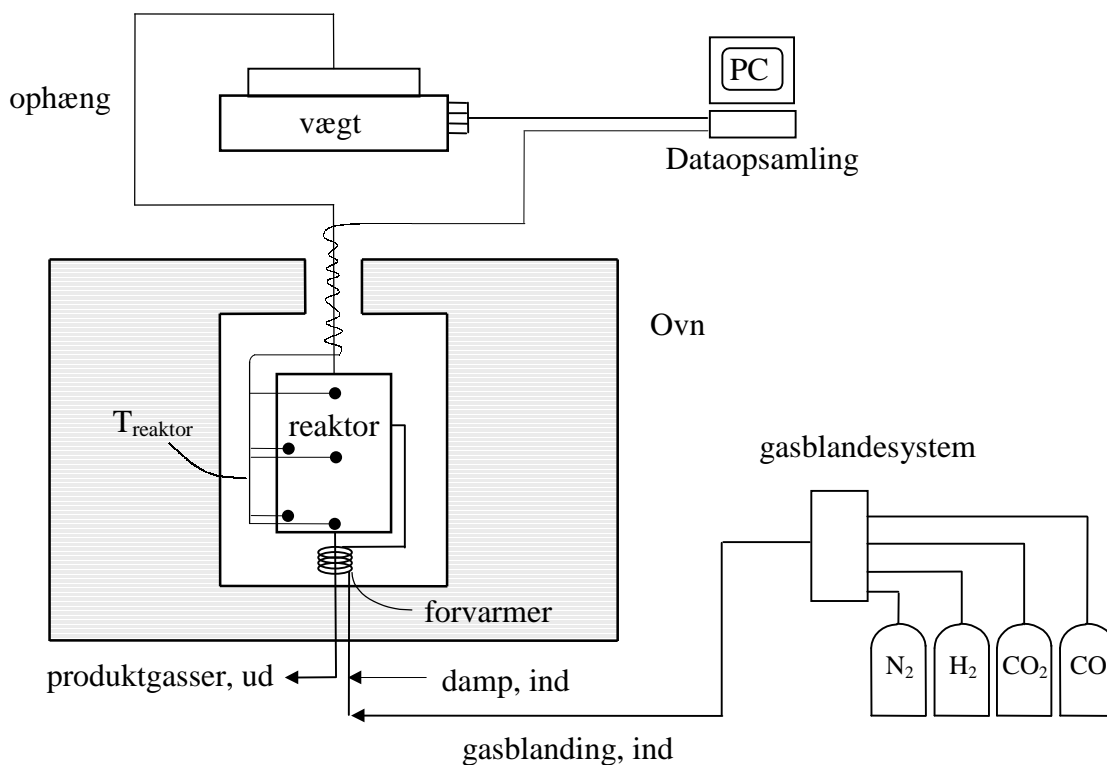


Fig. 6.3 Skematisk tegning af Institut for Energitekniks Makro-TGA

I en Makro-TGA anvendes prøvestørrelser på 5-20 g, hvilket er markant større end i traditionelle TGA'ere, hvor der normalt benyttes formalede prøver der vejer mindre end 100 mg. Dette betyder at man i en Makro-TGA ikke måler den rene kinetik, som det er målet med en traditionel TGA. Derimod måler man i en MakroTGA en reaktivitet, der er påvirket af koksens makroskopiske struktur, hvilket vil sige at i reaktivitetsmålingen inkluderes forhold som diffusion, varmetransport og strømningsforhold (Henriksen, 1998). Det tilstræbes dermed at frembringe samme forhold i MakroTGA'en som der hersker i et forgasningsanlæg, hvormed reaktivitetsdataene kan anvendes direkte i modellen.

6.1.4 Forsøgsprocedure

Målingerne af de kinetiske parametre blev udført efter følgende procedure:

- Tørre prøven i 30 minutter i ren N_2 ved en konstant temperatur på 130 °C.
- Hæve temperaturen til 1000 °C med en temperaturstigningsrate på 24 °C /min.
- Holde isoterme forhold (1000 °C) gennem 30 minutter.ⁱ
- Bringe temperaturen ned på den ønskede forgasningstemperatur og dernæst tilføje forgasningsmiddel.

Der blev gennemført en serie målinger for at bestemme reaktiviteten af koks fra SGF. I denne forsøgsserie blev det tilstræbt at anvende gasblandinger med en sammensætning svarende til den der blev målt i forgasningsreaktoren. Målingerne blev gennemført med forgasningstemperaturer i intervallet 800 °C - 1000 °C, partialtryk af H_2O i intervallet 0,25 – 1,00 bar og partialtryk af H_2 i intervallet 0 – 0,25 bar.

Det totale gasflow var på 31,1 l_N/min. i MakroTGA'en. Dette gasflow svarer til en produktion af vanddamp på 1,500 kg/h når reaktantgassen indeholder 100 % H_2O . Sammensætningen af forgasningsmidlet blev målt og styret med separate flowmetre for de anvendte reaktantgasser. Dampen blev produceret med en spændingsreguleret elektrisk opvarmet dampgenerator.

ⁱ Formålet med dette trin i proceduren, er at fjerne den rest af flygtige bestandele der måtte restere i koksen efter pyrolysen. Dette højtemperaturtrin er også medtaget, for at tilnærme betingelserne til de forhold der er tilstede ved forgasning i et anlæg, bygget efter medstrømsprincippet, hvor koksen i begyndelsen af forgasningen også vil opleve en høj temperatur

6.1.5 Resultater

nr.	Temperatur	Partialtryk af forgasningsmiddel			Målt reaktivitet
	[°C]	H ₂ O [bar]	H ₂ [bar]	N ₂ [bar]	R(X = 0,15) [%/min]
1	800	0,34	0,21	0,45	0,056
2	850	0,34	0,21	0,45	0,24
3	950	0,44	0,14	0,42	1,52
4	1000	0,47	0,12	0,41	2,41
5	850	0,25	0,00	0,75	0,52
6	800	0,25	0,00	0,75	0,18
7	800	0,25	0,25	0,50	0,013 ⁱ
8	800	0,80	0,20	0,00	0,48
9	800	0,90	0,10	0,00	0,89
10	800	0,75	0,00	0,25	0,91
11	800	0,50	0,00	0,50	0,61
12	750	1,00	0,00	0,00	0,66
13	800	1,00	0,00	0,00	1,08
14	850	1,00	0,00	0,00	1,63
15	900	1,00	0,00	0,00	2,02
16	950	1,00	0,00	0,00	3,23
17	1000	1,00	0,00	0,00	4,46

Tabel 6.3 MakroTGA-målinger med SGF-koks

Det ses i tabel 6.3, at ved tilsætning af H₂ til forgasningsmidlet, sænkes reaktiviteten kraftigt. Samtidig ses der en markant forskel i betydningen af en temperaturændring ved lave og høje temperaturer, når der er brint i forgasningsmidlet. Således forøges reaktiviteten med over 400 %, når temperaturen hæves fra 800 °C til 850 °C, (forsøg 1 & 2), hvor imod en stigning i temperaturen fra 950 °C til 1000 °C (forsøg 3 & 4) kun resulterer i en øgning af reaktiviteten på godt 60 %. Denne tendens kan forklares ved at der forekommer diffusionsbegrænsende tilstande på grund af den høje reaktivitet. Dette betyder at omsætningen sker så hurtigt, at forgasningsmidlet forbruges hurtigere end det kan nå at trænge ind i partiklen. Derved omsættes der kun koks i den yderste del af kokspartiklen og den samlede reaktivitet bliver lavere end i den tilsvarende situation hvor reaktiviteten kun er kinetikbegrænset.

Der blev bestemt en reaktivitet på basis af disse målinger. Dog blev målingerne med ren vanddamp ikke medtaget, da disse forhold ligger langt fra de virkelige forhold i reaktoren.

Reaktivitetsudtrykket bliver bestemt på baggrund af en model, hvor massetransport og kinetik inddrages og beskrives som to parallelt forbundne modstande (Moilanen et. al., 1992).

ⁱ Denne måling er behæftet med betydelig usikkerhed, da eksperimentet var meget langsomt og blev afbrudt ved X ≈ 0,05. Målingen er ikke medtaget ved bestemmelse af kinetikken.

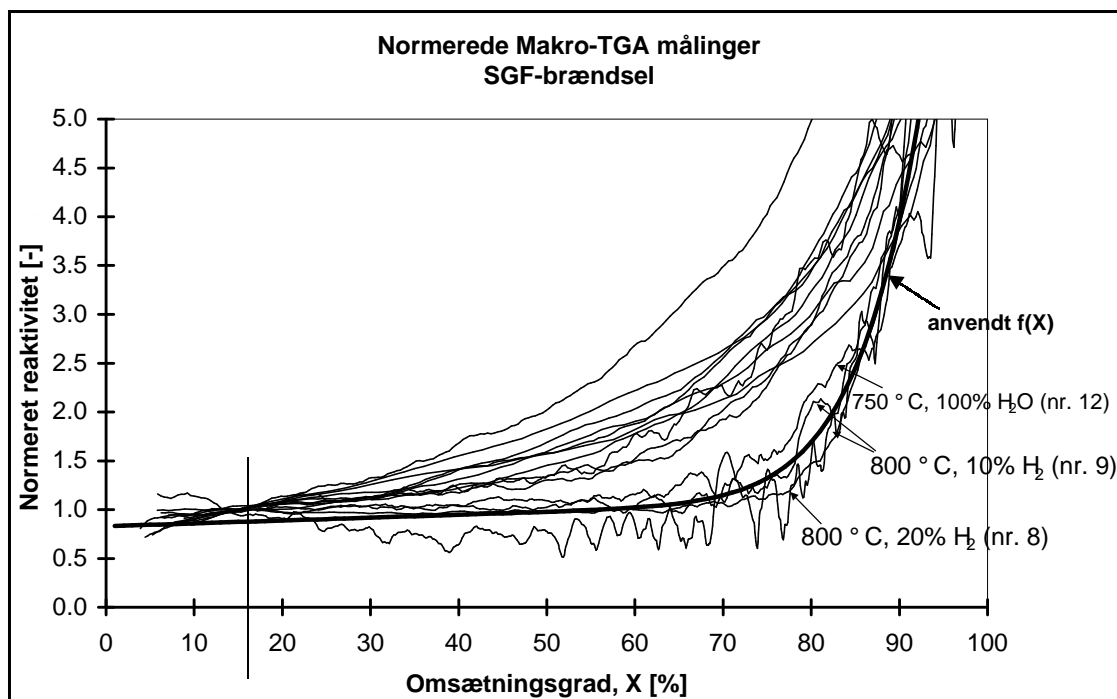
Dette giver et udtryk af formen:

$$R(T, [H_2O], [H_2]) = \frac{A \cdot e^{\frac{-E}{R \cdot T}} \cdot p \cdot T^m}{A \cdot e^{\frac{-E}{R \cdot T}} + p \cdot T^m} \cdot \frac{[H_2O]^{n_1}}{1 + n_2 \cdot [H_2]} \quad (6.1)$$

hvor:

$$R = 8,314 \quad A = 1,50 \cdot 10^9 \quad E = 2,00 \cdot 10^5 \quad n_1 = 0,603 \quad n_2 = 7,053 \quad p = 1,00 \cdot 10^{26} \quad m = -8,00$$

Omsætningsgradens betydning



Figur 6.4 Normerede reaktivitet, $f(X)$

I figur 6.4 vises den normerede reaktivitet som funktion af omsætningsgraden, hvor der er normeret ved $X = 0,15$. Forsøgene: 1,2,6 og 7 er ikke vist, da eksperimenterne blev afbrudt inden $X = 0,5$.

Det ses at omsætningskurverne deler sig i to grupper. Et sæt kurver, der stiger jævnt med X og et andet sæt, som har et mere fladt forløb i starten, for derefter at stige brat, når X er nær ved 1.

Karakteristisk for det sidstnævnte kurveforløb er at det netop inkluderer de forsøg, hvor temperaturen har været lav (800 °C) og hvor der samtidig har været brint tilstede. Samme tilstand kendetegner forholdene i bunden af koksbedden, hvor omsætningsgraden er høj. Dette er begrundelsen for at tilpasse omsætningskurven, $f(X)$, efter disse tre eksperimenter. Den tilpassede kurve er vist med kraftig streg i figur 6.4.

Forskriften for reaktivitetens afhængighed af omsætningsgraden bliver:

$$f(X) = k_1 + k_2 \cdot X + k_3 \cdot X^{k_4}$$

$$\text{hvor } k_1 = 0,83 \quad k_2 = 0,294 \quad k_3 = 11,19 \quad k_4 = 12,92$$

6.2 Bestemmelse af forgasningsskinetik for bøgekoks fra uge 37 forsøg

I dette afsnit bliver der bestemt reaktivitet for bøgekoks som blev benyttet til uge-37 forsøget (se kapitel 7).

6.2.1 Brændselskarakteristik

Til uge 37-forsøget blev der benyttet bøgeflis fra Junckers Industrier A/S. Denne flis bestod af flisstykker der var betydeligt mindre end ved almindeligt skovflis, (figur 6.5) samtidig med at den stort set var fri for grene og lignende ("stikkere"). Flisen blev leveret med et fugtindhold på 32 %. Inden forsøget blev flisen tørret ned, således at det gennemsnitlige fugtindhold kom ned på ca. 26,5 %.



Figur 6.5 Anvendt bøgeflis fra Junckers (tv.) og almindelig bøge skovflis (th.).

Ultimativ analyse

DK-Teknik udførte en ultimativ analyse på den anvendte træflis og koks:

		bøgeflis		koks af bøgeflis	
Hydrogen	H	6,4	vægt %, mf	2,1	vægt %, mf
Carbon	C	48,1	vægt %, mf	90,7	vægt %, mf
Nitrogen	N	0,081	vægt %, mf	0,22	vægt %, mf
Oxygen ⁱ	O	44,8	vægt %, mf	4,53	vægt %, mf

Tabel 6.4 Ultimativ analyse af den anvendte bøgeflis og bøgekoks

Laboratoriet oplyser følgende reproducerbarhedsgrænser:

Hydrogen: 0,3 vægt %, abs. Carbon: 1,5 vægt %, abs. Nitrogen: 0,1 vægt %, abs.

Svovl blev ikke målt, da der erfaringsvis ikke er et målbart indhold af svovl i dansk flis (<0,05 % S)

Askeindholdet blev bestemt til 0,60 % mf. i flis og 2,45 % i koks (Lyngbech, 1998).

Endelig blev brændværdien beregnet (tabel 6.5) ved brug af formlen (Gaur & Reed, 1995)

$$HHV = 0,3491 \cdot C + 1,1783 \cdot H + 0,1005 \cdot S - 0,1034 \cdot O - 0,0151 \cdot N - 0,0211 \cdot \text{aske} \quad [\text{MJ/kg}]$$

hvor HHV er den øvre brændværdi og C, H, S, O, N og aske er vægt-procenten af hhv. carbon, hydrogen, svovl, oxygen, nitrogen og aske i prøven.

ⁱ Oxygen er bestemt efterfølgende ved differens.

På basis af elementaranalysen (tabel 6.4) blev den støkiometriske formel for bøgeflis og koks bestemt (se tabel 6.5):

	<u>bøgeflis</u>	<u>bøgekoks</u>
HHV [MJ/kg]	19,68	33,61
LHV [MJ/kg]	18,28	33,14
Støkiometrisk formel	$\text{CH}_{1,58}\text{O}_{0,70}$	$\text{CH}_{0,28}\text{O}_{0,04}$

Tabel 6.5 Nedre og øvre brændværdi, samt støkiometrisk formel

En askeprøve blev analyseret af DTI, Århus ved røntgenteknik (Philips PW2400/UNIQUANT):

Si	1,2 vægt %	Na	2,0 vægt %	Zn	0,20 vægt %
Al	0,14 vægt %	Ti	0,029 vægt %	Ni	0,02 vægt %
Fe	1,8 vægt %	S	0,75 vægt %	Pb	0,01 vægt %
Ca	25 vægt %	P	2,0 vægt %	Cd	<0,001 vægt %
Mg	7,1 vægt %	Cl	0,29 vægt %	Hg	<0,001 vægt %
K	28 vægt %	Cu	0,03 vægt %		

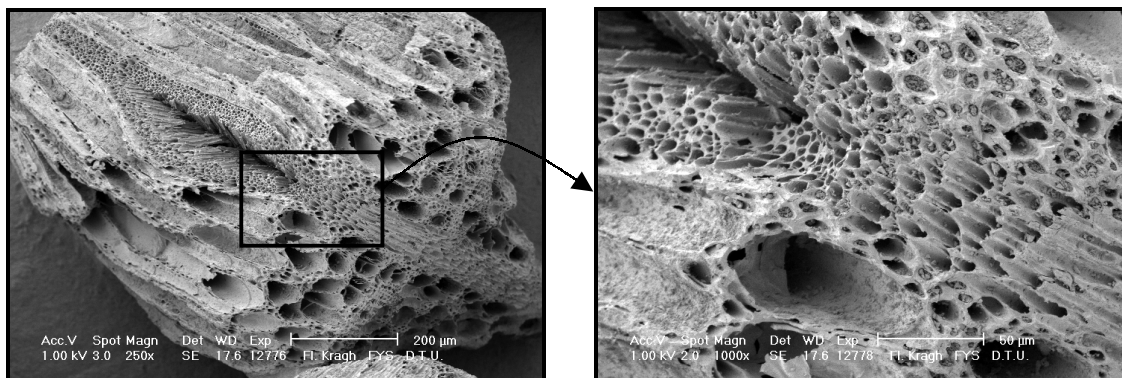
Tabel 6.6 Askeanalyse

6.2.2 Pyrolysebetingelser

Koks til reaktivitetsmålinger blev frembragt efter følgende metode:

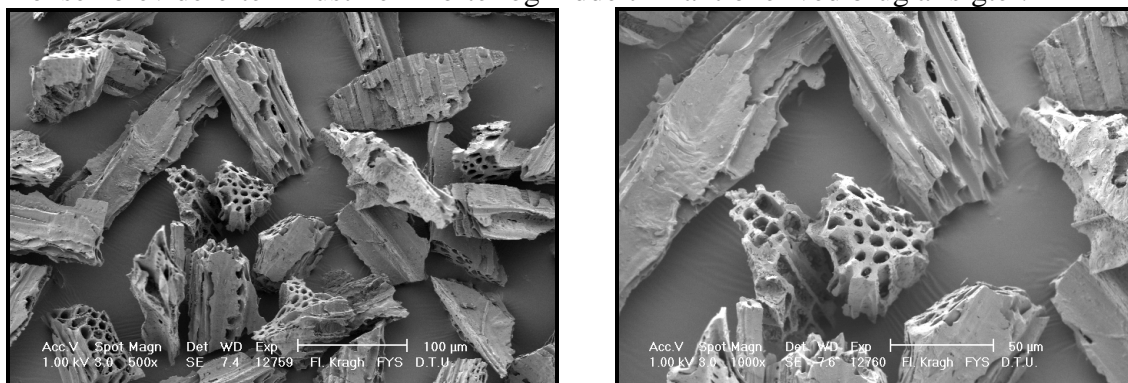
- Tørring i ovn ved 104 °C i 24 timer.
- Pyrolysering i separat ovn ved 600 °C i en atmosfære, bestående af flygtige pyrolyseprodukter og kvælstof. Opvarmningshastigheden er på ca. 16 - 18 °C/min.

Pyrolyseringen giver en koksrest, der indeholder ca. 25 % af den oprindelige flismasse (mf).



Figur 6.6 SEM-fotografier: Knust koks af bøgeflis fra uge 37-forsøg. Forstørrelser: Hhv. 250x & 1000x. (Foto: Fl. Kragh, Fysisk Institut, DTU)

Koksen blev derefter knust i en morter og inddelt i fraktioner ved brug af sigter.



Figur 6.7 SEM-fotografier: Knust koks af bølgeflis fra uge 37-forsøg, partikelstørrelse: $45 \mu\text{m} < d_p < 63 \mu\text{m}$. Forstørrelser: Hhv. 500x & 1000x. (Foto: Fl. Kragh, Fysisk Institut, DTU)

Til reaktivitetsmålingerne blev udvalgt en fraktion fra sigtningen, hvor størrelsen af partiklerne lå mellem $45 \mu\text{m}$ og $63 \mu\text{m}$. (figur 6.7)

6.2.3 Instrumentering

SDT (NTNU & Risø)

Eksperimenterne blev udført på en SDT 2960 (Simultaneous DSCⁱ-TGAⁱⁱ) fra TA Instruments, tilkoblet en IBM PC og software til styring og databehandling. Forgasningsreaktiviteten blev undersøgt under isoterme forhold.



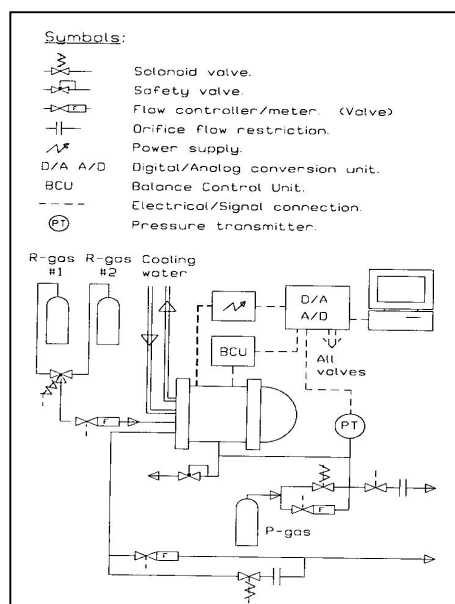
Figur 6.8 SDT 2960, TA Instruments

PTGA (Risø)

Eksperimenterne blev udført på Risøs Pressurized ThermoGravimetric Analyzer (PTGA) (Hartmann et. al., 1995), der er en modificeret DuPont TGA, hvor en platinkurv hænger i en horisontal vægtarm. Systemet er bygget til at kunne arbejde med prøvestørrelser på op til 150 mg, men da koksen har en lav vægtfylde, var det ikke praktisk muligt at arbejde med prøvestørrelser højere end ca. 10 mg.

De tørre gasser (CO , CO_2 , H_2 , N_2) blandes med vandamp, der produceres i et separat system, bestående af en doseringspumpe, fordamper og overheder.

Hele rørføringen til damp var opvarmet til 240°C , for at undgå udkondensering.



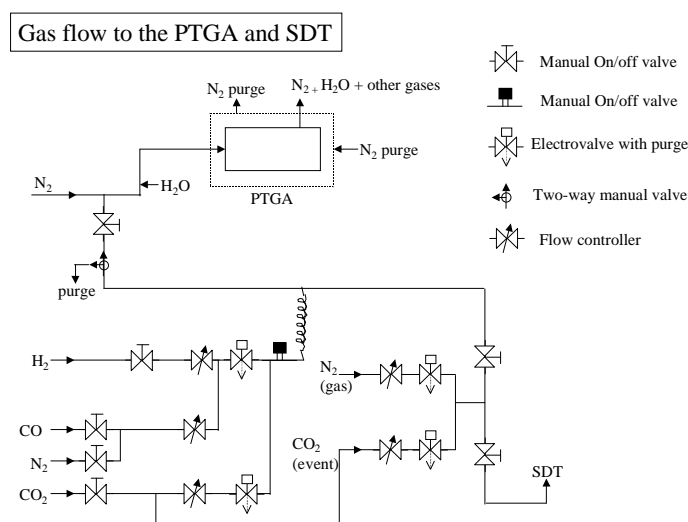
Figur 6.9 Opbygning af PTGA-system (fra Rathmann et. al., 1995)

ⁱ Differential Scanning Calorimeter

ⁱⁱ ThermoGravimetric Analyzer

Gasflowene blev målt og reguleret med en række præcisions Bronkhurst Hi-Tech flow controllers. Styring og dataopsamling skete gennem dataprogrammet Labtech/Control på en tilkoblet PC.

Anlægget er oprindeligt bygget til at kunne modtage én reaktantgas sammen med vand-dampen. Forud for forsøgsserien opbyggede jeg et nyt gas tilførselssystem (figur 6.10).



Figur 6.10 Opbygning af gasflow-system til SDT og PTGA efter ombygning.

Dette nye system gjorde det muligt i PTGA'en, samtidigt at benytte op til fire reaktant-gasser (H_2 , CO, CO_2 , N_2) sammen med H_2O fra fordampersystemet. Tilsvarende blev det muligt at benytte CO, CO_2 og N_2 i SDT'en.

PTGA'en er oprindeligt bygget til at arbejde under tryksatte betingelser, men denne fa-cilitet er demonteret under denne forsøgsserie, med henblik på at kunne arbejde mere ef-fektivt med systemet. Dette var muligt, da der kun skulle arbejdes ved én atmosfæres tryk.

6.2.4 Forsøgsprocedure

Målingerne af de kinetiske parametre blev udført efter følgende procedure:

- Gennemblæse systemet med N_2
- Tørre prøven i 10-30 minutter i ren N_2 ved en konstant temperatur på $110\text{ }^{\circ}\text{C}$.
- Hæve temperaturen til $1000\text{ }^{\circ}\text{C}$ med en temperaturstigningsrate på $24\text{ }^{\circ}\text{C}/\text{min}$.
- Holde isoterme forhold ($1000\text{ }^{\circ}\text{C}$) gennem 30 minutterⁱ
- Bringe temperaturen ned på den ønskede forgasningstemperatur og dernæst tilføre forgasningsmiddel.

ⁱ Formålet med dette trin i proceduren, er at fjerne den rest af flygtige bestanddele der måtte restere i kok-sen efter pyrolysen. Dette højtemperaturtrin er også medtaget, for at tilnærme betingelserne til de forhold

- Efter at forgasningen er tilendebragt, indstille temperaturen på 900 °Cⁱ / 1000 °Cⁱⁱ og tilføje ren CO₂/H₂O med formål at afbrænde en eventuel koksrest og bestemme askeindholdet.

6.2.5 Forsøgsbetingelser

Målingerne blev gennemført med forgasningstemperaturer i intervallet 750 °C - 1000 °C. Totaltrykket var 1 bar. Der blev suppleret op med N₂ (se tabel 6.7).

<u>SDT (NTNU)</u>	<u>SDT (Risø)</u>		<u>PTGA (Risø)</u>	
CO ₂	CO ₂	CO	H ₂ O	H ₂
0,05 bar	0,10 bar	0,00 bar	0,10 bar	0,00 bar
0,10 bar	0,20 bar	0,10 bar	0,30 bar	0,10 bar
0,20 bar		0,20 bar	0,50 bar	0,20 bar
0,50 bar				0,30 bar
1,00 bar				

Tabel 6.7 Partialtrykkene af reaktantgasserne under eksperimenterne

De totale gasflow var på hhv. 200 mlN/min. i SDT'en (NTNU), 500 mlN/min. i SDT'en (Risø) og 1000 mlN/min. i PTGA. Disse gasflow blev valgt på baggrund af de enkelte analysators optimale driftpunkt. Sammensætningen af forgasningsmidlet blev målt og styret med separate flowmetere for de anvendte reaktantgasser.

6.2.6 Teori

Reaktiviteten for et fast brændsel bliver almindeligvis beskrevet som en funktion af omsætningsgraden, X.

$$R = -\frac{1}{m} \cdot \frac{dm}{dt} = \frac{1}{1-X} \cdot \frac{dX}{dt}, \quad [s^{-1}]$$

Hvor m er den aktuelle masse af organisk materiale under omsætningen og X er omsætningsgraden, defineret som: $X = \frac{m_0 - m}{m_0}$

Reaktiviteten, R, afhænger af temperaturen, partialtrykkene af reaktantgasserne, totaltrykket, omsætningsgraden, samt mere brændselsspecifikke forhold såsom indhold og fordeling af katalytisk materiale og materialets porestruktur.

Under antagelse af at reaktiviteten kan beskrives som produktet af en kinetik-faktor, r_c , og en omsætningsfaktor, $f(X)$, kan reaktiviteten udtrykkes således (Sørensen, 1996):

$$R = r_c \cdot f(X)$$

der er tilstede ved forgasning i et anlæg, bygget efter medstrømsprincippet, hvor koksen i begyndelsen af for gasningen også vil opleve en høj temperatur.

ⁱ Forsøg udført på NTNU

ⁱⁱ Forsøg udført på Risø

Den kinetikafhængige faktor, r_c , bestemmes gennem målinger udført med SDT og PTGA. I disse måleserier blev fokuseret på at bestemme kinetikken af afhængigheden af temperaturen og partialtrykket af reaktantgasserne: H_2O , H_2 , CO_2 , CO . Vægten blev lagt på at undersøge disse faktoreres betydning omkring de værdier, der almindeligvis forekommer under drift med tottrinsprocessen.

Tilsvarende bestemmes den omsætningsafhængige faktor, $f(X)$, som et polynomium af 6. grad, bestemt ud fra SDT og PTGA målingerne. Her normeres ved $f(X = 0,5)$, hvilket betyder at den tilhørende kinetikfaktor også bestemmes ved $X = 0,5$.

Betydningen af totaltrykket undersøges ikke, da der som udgangspunkt kun ses på forgasning under atmosfæriske forhold. Betydningen af brændselsspecifikke forhold som katalytiske effekter og porestruktur beskrives ligeledes kun implicit gennem $f(X)$.

6.2.7 Reaktionsskema ved forgasning

Forgasning af materialer bestående af kulstof med CO_2 eller H_2O som forgasningsmiddel beskrives ofte ved følgende reaktionsskema, (Laurendeau, 1978) for henholdsvis reaktion med CO_2 og H_2O :

(1,c)	$C_f + CO_2(g) \leftrightarrow C(O) + CO(g)$	$k_{1,fc}, k_{1,bc} \quad [s^{-1} \cdot atm^{-1}], \quad K_{1,c} = \frac{k_{1,fc}}{k_{1,bc}}$
(3)	$C(O) \rightarrow CO(g) + C_f$	$k_3 \quad [s^{-1}]$
(1,w)	$C_f + H_2O(g) \leftrightarrow C(O) + H_2(g)$	$k_{1,fw}, k_{1,bw} \quad [s^{-1} \cdot atm^{-1}], \quad K_{1,w} = \frac{k_{1,fw}}{k_{1,bw}}$
(3)	$C(O) \rightarrow CO(g) + C_f$	$k_3 \quad [s^{-1}]$

$K_{1,w} = K \cdot K_{1,c}$ hvor $K = \frac{[H_2] \cdot [CO_2]}{[H_2O] \cdot [CO]}$ er ligevægtskonstanten for water-gas shift

reaktionen: $H_2O + CO \leftrightarrow H_2 + CO_2$

Af disse mekanismer udledes følgende Langmuir-Hinshelwood kinetik (Laurendeau, 1978) & (Sørensen, 1999), der kan benyttes til at beskrive den kinetikbestemte faktor, r_c , under forgasning med blandinger af henholdsvis CO_2/CO og H_2O/H_2 :

$$r_{c,c} = \frac{k_{1,fc} \cdot p_{CO_2}}{1 + \frac{k_{1,fc}}{k_3} \cdot p_{CO_2} + \frac{k_{1,bc}}{k_3} \cdot p_{CO}}$$

$$r_{c,w} = \frac{k_{1,fw} \cdot p_{H_2O}}{1 + \frac{k_{1,fw}}{k_3} \cdot p_{H_2O} + \frac{k_{1,bw}}{k_3} \cdot p_{H_2}}$$

hvor $k_{1,fc}$, $k_{1,bc}$, $k_{1,fw}$, $k_{1,bw}$ og k_3 er Arrhenius udtryk af formen: $k_x = k_{x,0} \cdot e^{\frac{-E_x}{R \cdot T}}$

6.2.8 Gasblanding

I dette afsnit behandles situationen, hvor reaktantgassen består af en blanding af alle fire gasser ($\text{H}_2\text{O}, \text{H}_2, \text{CO}_2, \text{CO}$):

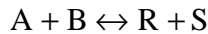
I afsnit 6.2.7 blev det vist at kinetikken for blandinger af henholdsvis CO_2/CO og $\text{H}_2\text{O}/\text{H}_2$ kan beskrives som ud fra reaktionerne 1c, 1w og 3:

$$r_{c,c} = \frac{k_{1,fc} \cdot p_{\text{CO}_2}}{1 + \frac{k_{1,fc}}{k_3} \cdot p_{\text{CO}_2} + \frac{k_{1,bc}}{k_3} \cdot p_{\text{CO}}} \quad r_{c,w} = \frac{k_{1,fw} \cdot p_{\text{H}_2\text{O}}}{1 + \frac{k_{1,fw}}{k_3} \cdot p_{\text{H}_2\text{O}} + \frac{k_{1,bw}}{k_3} \cdot p_{\text{H}_2}}$$

Reaktionerne kan præsenteres på differential form, hvor $k_{1,f}$ og k_3 er hastighedskonstanterne for forlænsreaktionen og $k_{1,b}$ er hastighedskonstanten for tilbage reaktionen: $C(\text{O})$ er antallet af aktive pladser, hvor der er bundet et ilt-atom, C_f er antallet af aktive pladser, hvor der endnu ikke er optaget med et ilt-atom. Endelig er C_t det totale antal aktive pladser ($C_t = C(\text{O}) + C_f$) og C_{total} er det samlede antal kulstof-atomer i prøven (Laurendeau, 1978).

Til at beskrive hastigheden hvormed de enkelte stoffer omsættes kan følgende form bruges:

Stofferne A og B reagerer og danner stofferne R og S. k_f er hastighedskonstanten for dannelse af R og S. k_b er hastighedskonstanten for dannelse af A og B ved at R og S reagerer (baglænsreaktion).



$$-\frac{d[A]}{dt} = -\frac{d[B]}{dt} = \frac{d[R]}{dt} = \frac{d[S]}{dt} = k_f \cdot [A] \cdot [B] - k_b \cdot [R] \cdot [S]$$

hvor $k_f = k_{f,0} \cdot e^{\frac{-E_f}{R \cdot T}}$ & $k_b = k_{b,0} \cdot e^{\frac{-E_b}{R \cdot T}}$

Benyttes ovenstående metodik, fås for reaktionen mellem kulstof og CO_2 (1,c):

$$(1c) \quad \frac{dC(\text{O})}{dt} = k_{f,c} \cdot C_f \cdot p_{\text{CO}_2} - k_{b,c} \cdot C(\text{O}) \cdot p_{\text{CO}}$$

Tilsvarende fås for reaktionen mellem kulstof og H_2O (1,w):

$$(1w) \quad \frac{dC(\text{O})}{dt} = k_{f,w} \cdot C_f \cdot p_{\text{H}_2\text{O}} - k_{b,w} \cdot C(\text{O}) \cdot p_{\text{H}_2}$$

Og for frembringelse af CO og en aktiv kulstofplads (3):

$$(3) \quad \frac{dC(\text{O})}{dt} = -k_3 \cdot C(\text{O})$$

Den samlede omsætning af C(O) fås som summen af de enkelte reaktioner (Fogler, 1986), hvor C(O) indgår. (Dette er reaktionerne 1c, 1w og 3):

$$\frac{dC(O)}{dt} = k_{f,c} \cdot C_f \cdot p_{CO_2} - k_{b,c} \cdot C(O) \cdot p_{CO} + k_{f,w} \cdot C_f \cdot p_{H_2O} - k_{b,w} \cdot C(O) \cdot p_{H_2} - k_3 \cdot C(O)$$

indsætter $C_f = C_t - C(O)$:

$$\begin{aligned} \frac{dC(O)}{dt} = & k_{f,c} \cdot (C_t - C(O)) \cdot p_{CO_2} - k_{b,c} \cdot C(O) \cdot p_{CO} \\ & + k_{f,w} \cdot (C_t - C(O)) \cdot p_{H_2O} - k_{b,w} \cdot C(O) \cdot p_{H_2} - k_3 \cdot C(O) \end{aligned}$$

Det antages at C(O) har nået en stationær tilstand (Laurendeau, 1978), således at

$$\frac{dC(O)}{dt} = 0:$$

$$\begin{aligned} 0 = & k_{f,c} \cdot (C_t - C(O)) \cdot p_{CO_2} - k_{b,c} \cdot C(O) \cdot p_{CO} \\ & + k_{f,w} \cdot (C_t - C(O)) \cdot p_{H_2O} - k_{b,w} \cdot C(O) \cdot p_{H_2} - k_3 \cdot C(O) \end{aligned}$$

$$(k_{f,c} \cdot p_{CO_2} + k_{f,w} \cdot p_{H_2O} + k_{b,c} \cdot p_{CO} + k_{b,w} \cdot p_{H_2} + k_3) \cdot C(O) = (k_{f,c} \cdot p_{CO_2} + k_{f,w} \cdot p_{H_2O}) \cdot C_t$$

Som giver:

$$C(O) = \frac{k_{f,c} \cdot p_{CO_2} + k_{f,w} \cdot p_{H_2O}}{k_{f,c} \cdot p_{CO_2} + k_{f,w} \cdot p_{H_2O} + k_{b,c} \cdot p_{CO} + k_{b,w} \cdot p_{H_2} + k_3} \cdot C_t$$

Multipliserer med $\frac{C_{total}}{C_{total}}$, hvor C_{total} er det totale antal af kulstof-atomer i prøven. (C_t er antallet af aktive pladser i prøven).

$$C(O) = \frac{k_{1,fw} \cdot P_{H_2O} + k_{1,fc} \cdot P_{CO_2}}{k_3 + k_{1,fw} \cdot P_{H_2O} + k_{1,fc} \cdot P_{CO_2} + k_{1,bw} \cdot P_{H_2} + k_{1,bc} \cdot P_{CO}} \cdot \frac{C_t}{C_{total}} \cdot C_{total}$$

Ændringen i det totale antal kulstofatomer svarer til ændringen af C_t :

$$\text{Således bliver } \frac{dC_{total}}{dt} = \frac{dC_t}{dt} = -k_3 \cdot C(O)$$

Indsættes at $-\frac{dC_{total}}{dt} = k_3 \cdot C(O)$ og forkortes med k_3 .

$$-\frac{dC_{\text{total}}}{dt} = \frac{k_{1,\text{fw}} \cdot P_{\text{H}_2\text{O}} + k_{1,\text{fc}} \cdot P_{\text{CO}_2}}{1 + \frac{k_{1,\text{fw}}}{k_3} \cdot P_{\text{H}_2\text{O}} + \frac{k_{1,\text{fc}}}{k_3} \cdot P_{\text{CO}_2} + \frac{k_{1,\text{bw}}}{k_3} \cdot P_{\text{H}_2} + \frac{k_{1,\text{bc}}}{k_3} \cdot P_{\text{CO}}} \cdot \frac{C_t}{C_{\text{total}}} \cdot C_{\text{total}}$$

Multipliserer med molmassen af kulstof og bringer derved udtrykket over på massebasis, [kg] ($M = C_{\text{total}} \cdot M_{\text{w,C}}$):

$$-\frac{dM}{dt} = \frac{k_{1,\text{fw}} \cdot P_{\text{H}_2\text{O}} + k_{1,\text{fc}} \cdot P_{\text{CO}_2}}{1 + \frac{k_{1,\text{fw}}}{k_3} \cdot P_{\text{H}_2\text{O}} + \frac{k_{1,\text{fc}}}{k_3} \cdot P_{\text{CO}_2} + \frac{k_{1,\text{bw}}}{k_3} \cdot P_{\text{H}_2} + \frac{k_{1,\text{bc}}}{k_3} \cdot P_{\text{CO}}} \cdot \frac{C_t}{C_{\text{total}}} \cdot M$$

Ved at dividere udtrykket med massen, M , fås det velkendte udtryk for reaktiviteten:

$$R = -\frac{1}{M} \cdot \frac{dM}{dt} = \frac{k_{1,\text{fw}} \cdot P_{\text{H}_2\text{O}} + k_{1,\text{fc}} \cdot P_{\text{CO}_2}}{1 + \frac{k_{1,\text{fw}}}{k_3} \cdot P_{\text{H}_2\text{O}} + \frac{k_{1,\text{fc}}}{k_3} \cdot P_{\text{CO}_2} + \frac{k_{1,\text{bw}}}{k_3} \cdot P_{\text{H}_2} + \frac{k_{1,\text{bc}}}{k_3} \cdot P_{\text{CO}}} \cdot \frac{C_t}{C_{\text{total}}} = r_c \cdot f(X)$$

hvor r_c er en kinetik-faktor og $f(X)$ er en omsætningsfaktor. I dette tilfælde er

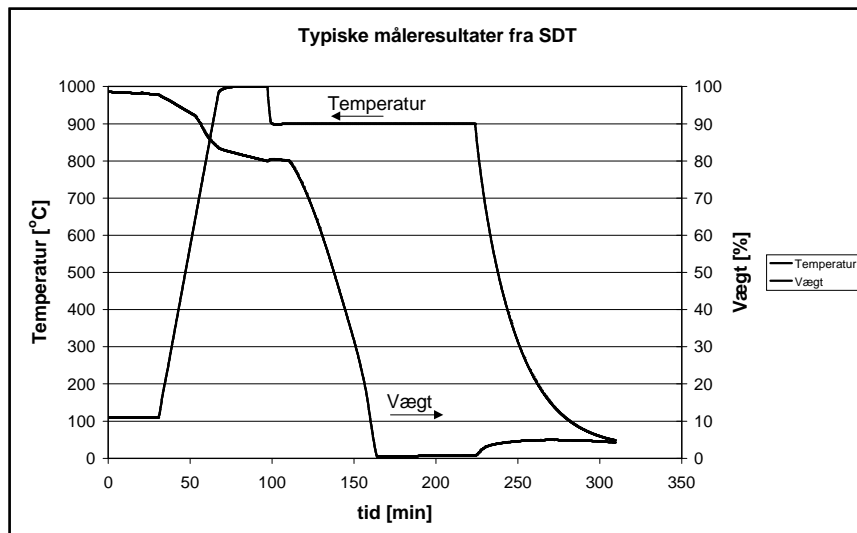
$$f(X) = \frac{C_t}{C_{\text{total}}}$$

(Sørensen, 1999).

6.2.9 Resultater

SDT

Til at bestemme koksens reaktivitet, blev der udført to måleserie en på NTNU's SDT og en på Risø's SDT.



Figur 6.11 Målt temperatur og vægt under eksperiment med SDT.

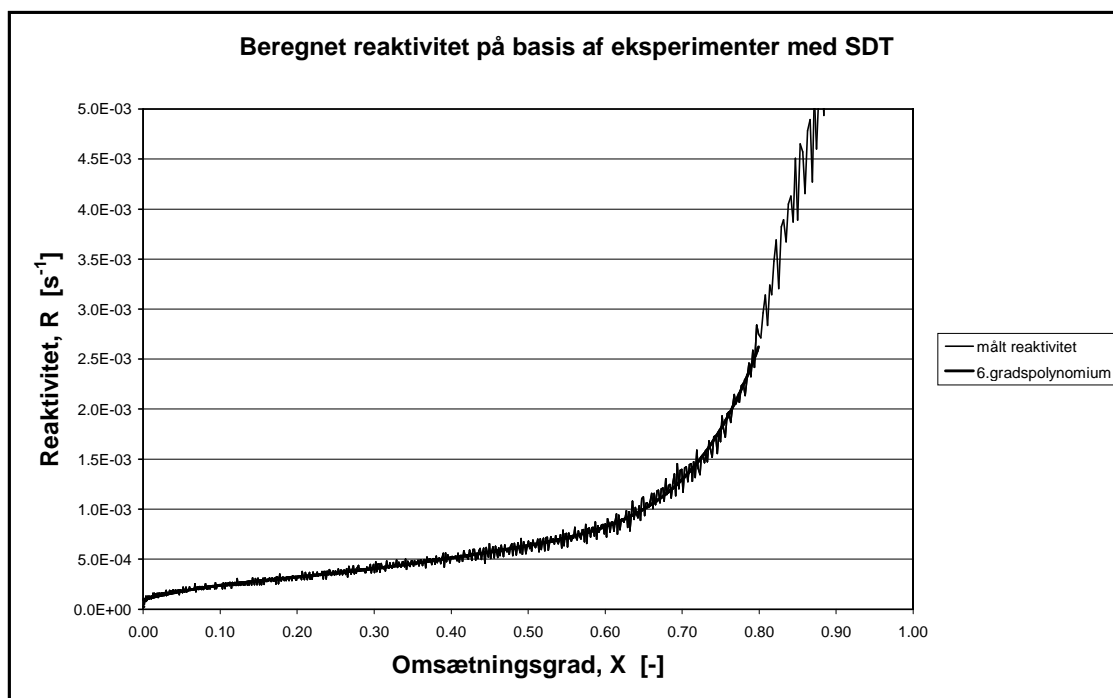
Prøvens masse og temperatur blev målt løbende under eksperimentet. Dette resulterede i to grafer som det ses på figur 6.11. På figuren ses det at først fjernes der ca. 2 % fugt fra

koksen. Dernæst sker der en efterpyrolyse af koksen ved at hæve temperaturen til 1000 °C i 30 min. Under denne efterpyrolyse fjernes op til 20 % volatiles. Der skal dog tages hensyn til at vægten er påvirket af buoyancy kræfter, således at der sker et tilsyneladende vægtfald, når temperaturen stiger (Rathmann et. al. 1995). Dette ses tydeligt på figur 6.11, hvor vægten stiger, mens temperaturen falder fra forgasningstemperaturen ned til stuetemperaturen, efter at al biomassen er omsat. Denne effekt har dog ingen betydning for kinetikbestemmelsen, hvor der arbejdes under isoterme forhold.

På basis af vægten som funktion af tiden blev reaktiviteten udregnet, som:

$$R = -\frac{1}{M} \cdot \frac{dM}{dt} = \frac{1}{1-X} \cdot \frac{dX}{dt} = r_c \cdot f(X)$$

hvor $\frac{dX}{dt}$ blev udregnet ved backwards substitution: $\frac{dX}{dt} = \frac{X_i - X_{i-1}}{t_i - t_{i-1}}$



Figur 6.12 Reaktivitet bestemt på basis af eksperiment med SDT.

På basis af den bestemte reaktivitet, som vist i figur 6.12, bestemmes $R(X=0,5)$. Det ses tillige at under forgasning af bøgekoks vokser reaktiviteten kraftigt med omsætningsgraden.

På grundlag af måleserien med CO₂/CO/N₂ blev parametrene i udtrykket bestemt:

$$R = \frac{k_{1,fc} \cdot p_{CO_2}}{1 + \frac{k_{1,fc}}{k_{3,c}} \cdot p_{CO_2} + \frac{k_{1,bc}}{k_{3,c}} \cdot p_{CO}}$$

hvor

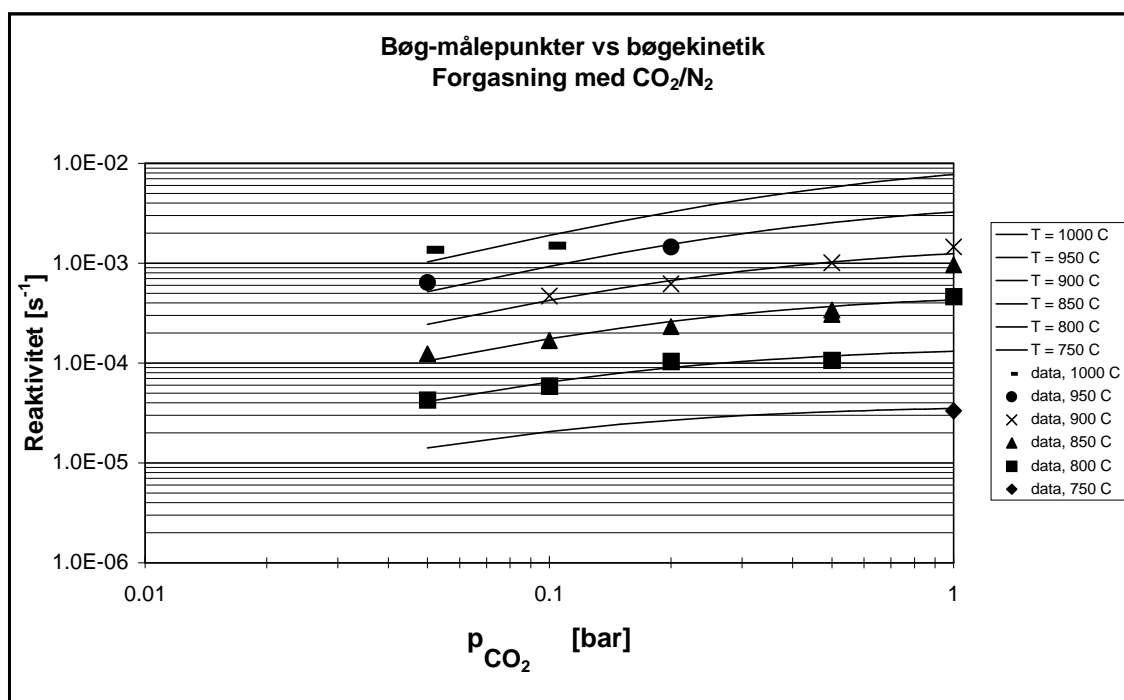
$$k_{1,fc} = k_{10,fc} \cdot e^{-\frac{E_{10,fc}}{R \cdot T}}$$

$$k_{3,c} = k_{30,c} \cdot e^{-\frac{E_{30,c}}{R \cdot T}}$$

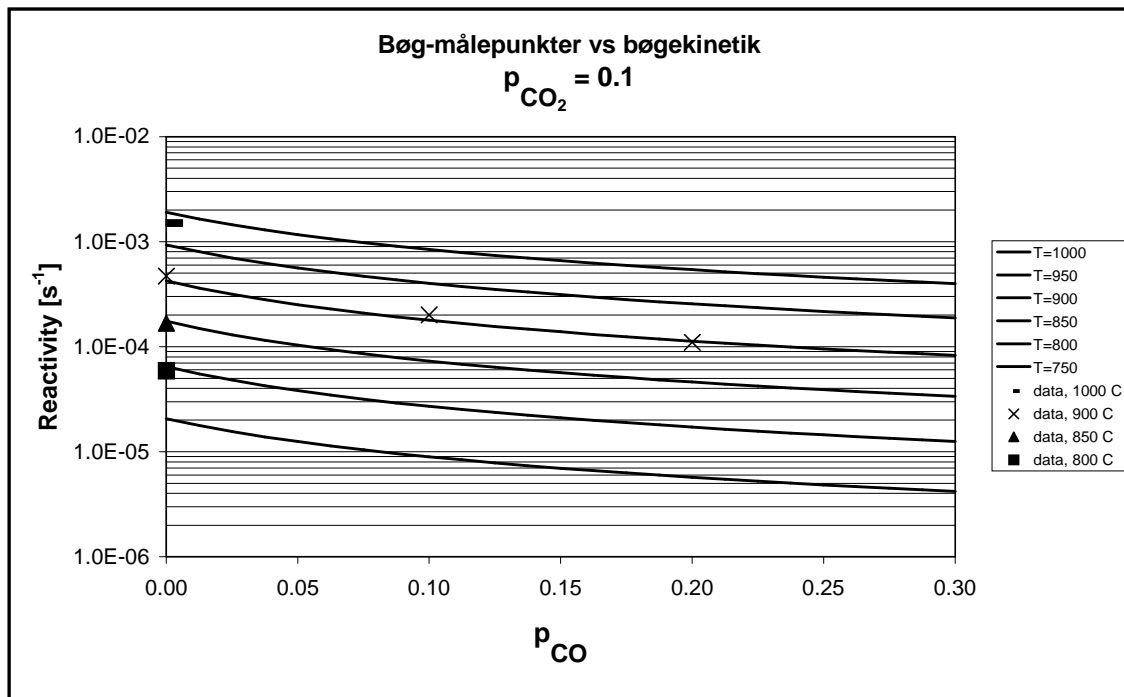
$$k_{1,bc} = k_{10,bc} \cdot e^{-\frac{E_{10,bc}}{R \cdot T}}$$

$k_{10,fc} = 2,098 \cdot 10^5 \text{ [s}^{-1} \cdot \text{atm}^{-1}]$
$E_{10,fc} = 1,70 \cdot 10^5 \text{ [J/mol]}$
$k_{30,c} = 1,840 \cdot 10^8 \text{ [s}^{-1} \cdot \text{atm}^{-1}]$
$E_{30,c} = 2,48 \cdot 10^5 \text{ [J/mol]}$
$k_{10,bc} = 1,989 \cdot 10^8 \text{ [s}^{-1} \cdot \text{atm}^{-1}]$
$E_{10,bc} = 2,21 \cdot 10^5 \text{ [J/mol]}$

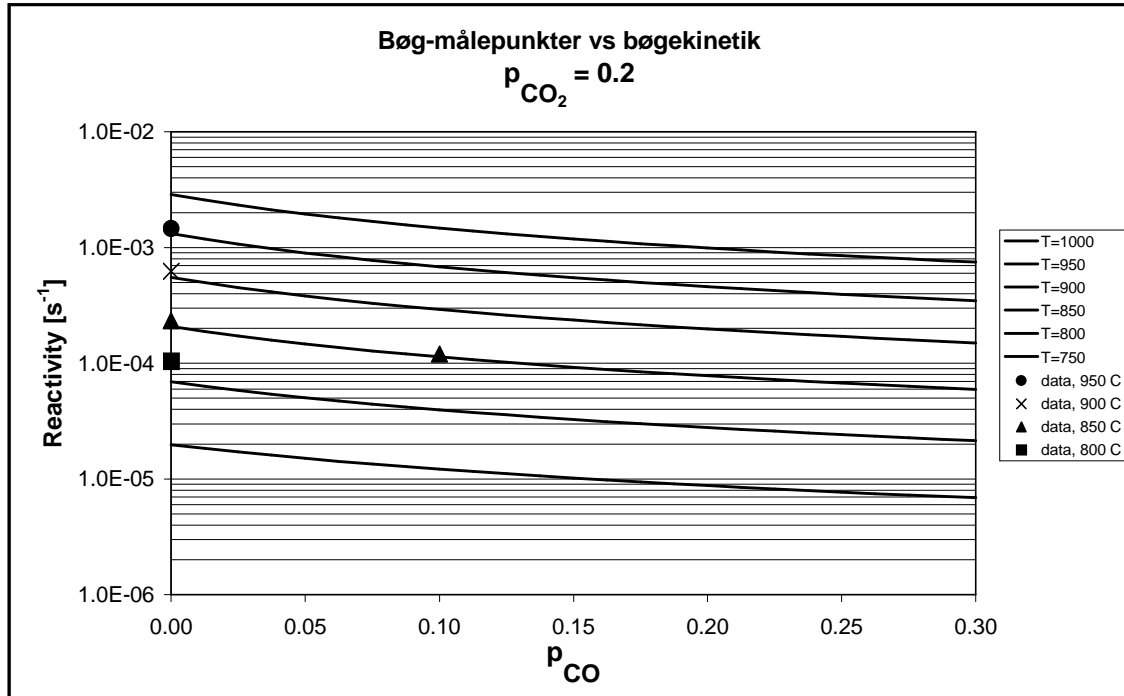
Måleresultaterne er afbildet sammen med den udledte korrelation i figurerne 6.13-6.15.



Figur 6.13 Eksperimenter med CO₂/N₂. Sammenligning mellem målte reaktiviteter (datamærke) og reaktiviteter beregnet med det fundne reaktivitetsudtryk (fuldt optrukne linier, hvor øverste kurve repræsenterer den højeste temperatur og så fremdeles) ved R(X=0,5).



Figur 6.14 Eksperimenter med $\text{CO}_2/\text{CO}/\text{N}_2$. Sammenligning mellem målte reaktiviteter (datamærke) og reaktiviteter beregnet med det fundne reaktivitetsudtryk (fuldt optrukne linier, hvor øverste kurve repræsenterer den højeste temperatur og så fremdeles) ved $R(X=0,5)$, $p_{\text{CO}_2} = 0,1$ bar.



Figur 6.15 Eksperimenter med $\text{CO}_2/\text{CO}/\text{N}_2$. Sammenligning mellem målte reaktiviteter (datamærke) og reaktiviteter beregnet med det fundne reaktivitetsudtryk (fuldt optrukne linier, hvor øverste kurve repræsenterer den højeste temperatur og så fremdeles) ved $R(X=0,5)$, $p_{\text{CO}_2} = 0,2$ bar.

PTGA

Efter at ca. 40 forsøg måtte kasseres på grund af utætheder i systemet, gennemførtes en måleserie med 25 målinger, med forskellige blandinger af H₂O/H₂/N₂. På basis af disse målinger blev parametrene bestemt i det udledte Langmuir-Hinshelwood udtryk.

På grundlag af måleserien med H₂O/H₂/N₂ blev parametrene bestemt i udtrykket:

$$R = \frac{k_{1, fw} \cdot p_{H_2O}}{1 + \frac{k_{1, fw}}{k_{3, w}} \cdot p_{H_2O} + \frac{k_{1, bw}}{k_{3, w}} \cdot p_{H_2}}$$

hvor

$$k_{1, fw} = k_{10, fw} \cdot e^{-\frac{E_{10, fw}}{R \cdot T}}$$

$$k_{3, w} = k_{30, w} \cdot e^{-\frac{E_{30, w}}{R \cdot T}}$$

$$k_{1, bw} = k_{10, bw} \cdot e^{-\frac{E_{10, bw}}{R \cdot T}}$$

$$k_{10, fw} = 7,531 \cdot 10^7 \quad [s^{-1} \cdot atm^{-1}]$$

$$E_{10, fw} = 2,11 \cdot 10^5 \quad [J/mol]$$

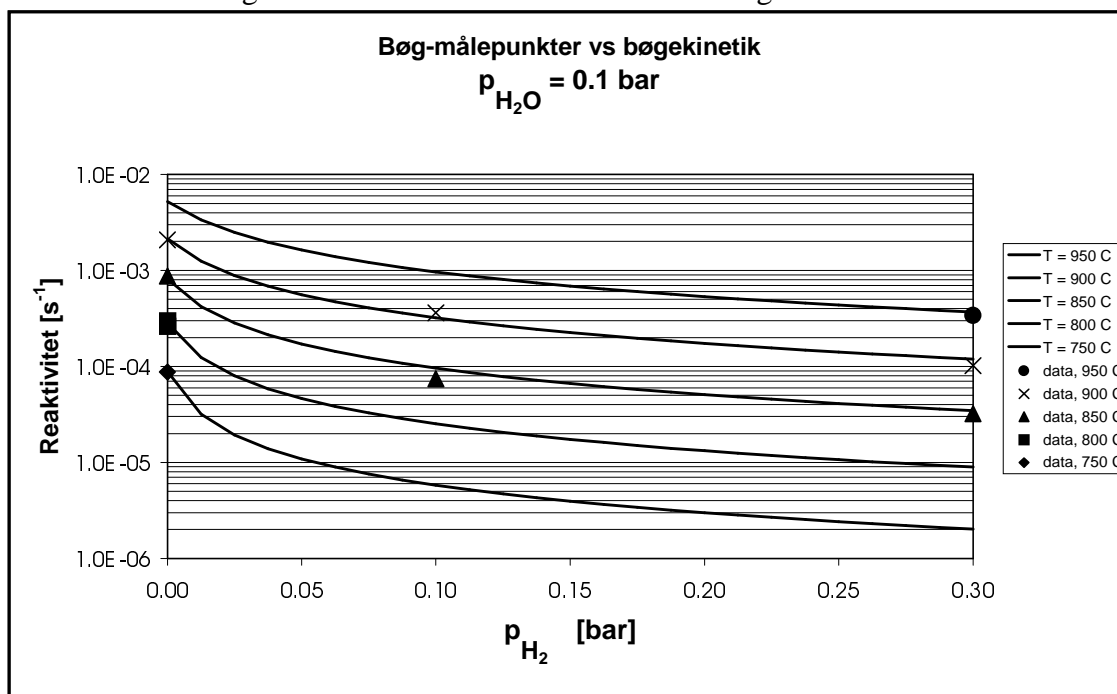
$$k_{30, w} = 2,456 \cdot 10^7 \quad [s^{-1} \cdot atm^{-1}]$$

$$E_{30, w} = 2,14 \cdot 10^5 \quad [J/mol]$$

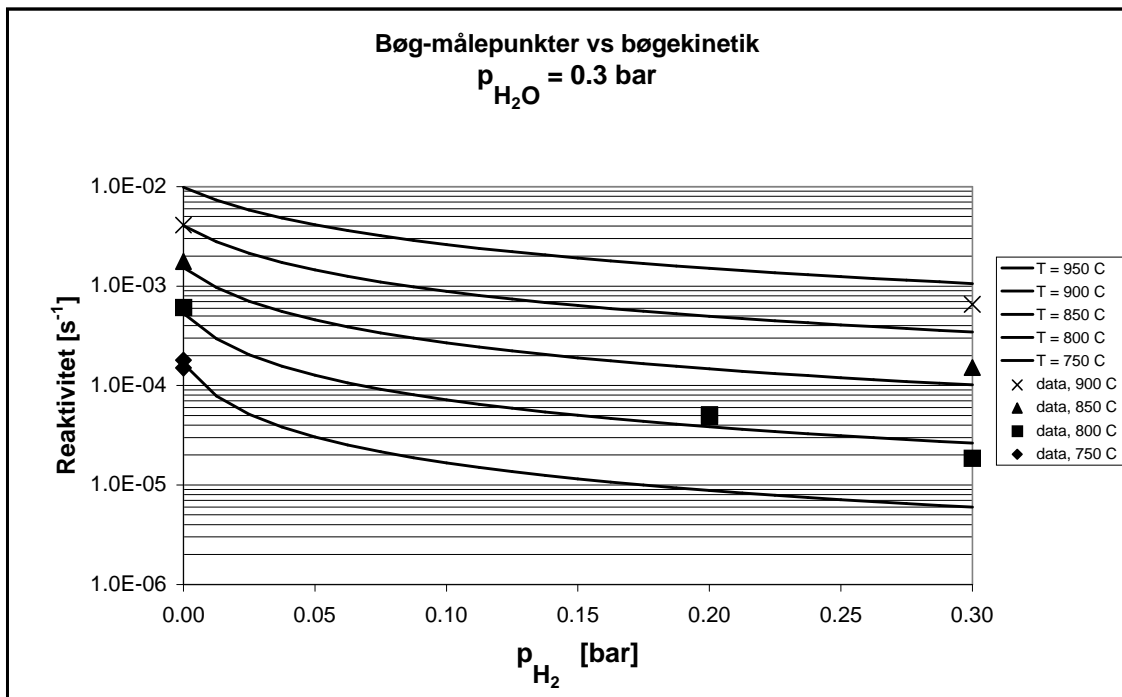
$$k_{10, bw} = 3,282 \cdot 10^6 \quad [s^{-1} \cdot atm^{-1}]$$

$$E_{10, bw} = 1,52 \cdot 10^5 \quad [J/mol]$$

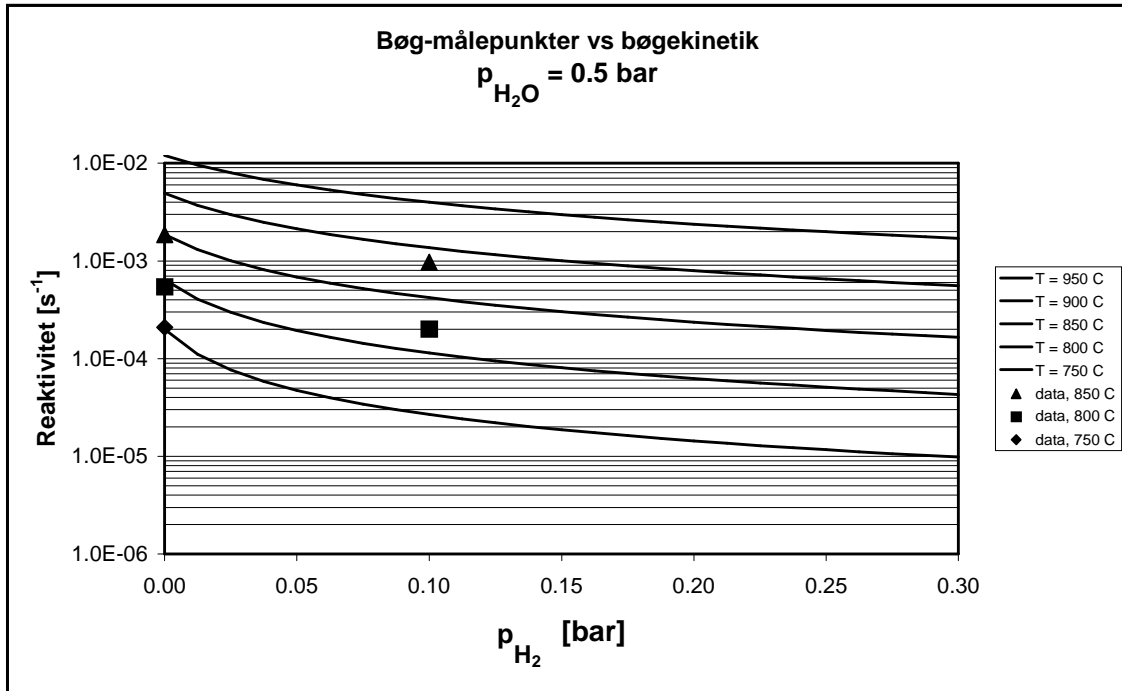
Måleresultaterne og den resulterende korrelation er vist i figurerne 6.16-6.18.



Figur 6.16 Eksperimenter med H₂O/H₂/N₂. Sammenligning mellem målte reaktiviteter (datamærke) og reaktiviteter beregnet med det fundne reaktivitetsudtryk (fuldt optrukne linier, hvor øverste kurve repræsenterer den højeste temperatur og så fremdeles) ved R(X=0,5), p_{H₂O} = 0,1 bar.



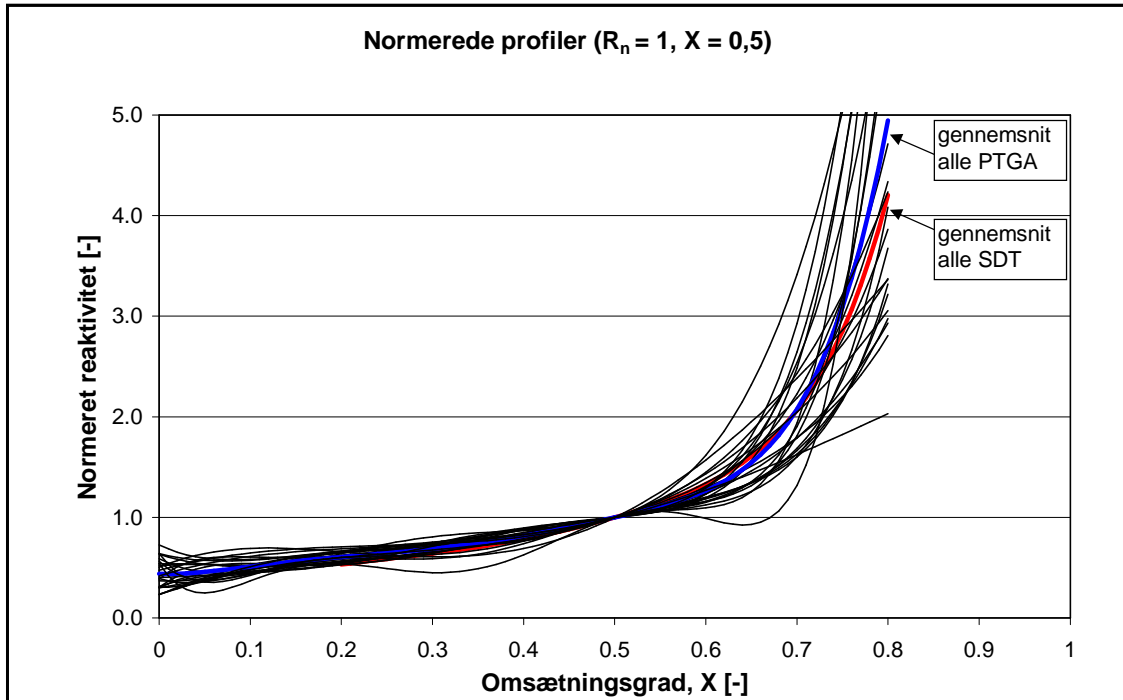
Figur 6.17 Eksperimenter med $H_2O/H_2/N_2$. Sammenligning mellem målte reaktiviteter (datamærke) og reaktiviteter beregnet med det fundne reaktivitetsudtryk (fuldt optrukne linier, hvor øverste kurve repræsenterer den højeste temperatur og så fremdeles) ved $R(X=0,5)$, $p_{H_2O} = 0,3 \text{ bar}$.



Figur 6.18 Eksperimenter med $H_2O/H_2/N_2$. Sammenligning mellem målte reaktiviteter (datamærke) og reaktiviteter beregnet med det fundne reaktivitetsudtryk (fuldt optrukne linier, hvor øverste kurve repræsenterer den højeste temperatur og så fremdeles) ved $R(X=0,5)$, $p_{H_2O} = 0,5 \text{ bar}$.

Bestemmelse af omsætningsfaktoren, $f(X)$:

På figur 6.12, ses at reaktiviteten stiger kraftigt med omsætningsgraden. I figur 6.19 er alle de målte omsætningsfaktorer optegnet.



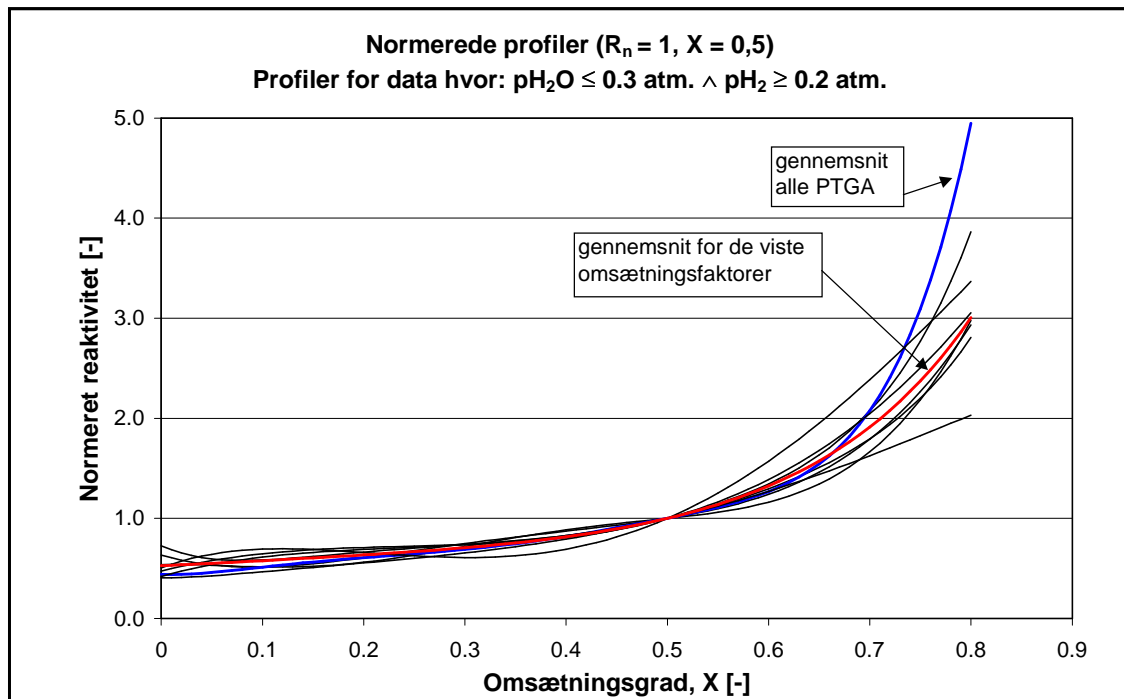
Figur 6.19 Normerede omsætningsfaktorer for eksperimenter med $H_2O/H_2/N_2$.

Omsætningsfaktorerne er normeret for $X = 0,5$, da de tidligere bestemte reaktiviteter også er bestemt ved $X=0,5$, svarende til at $R = r_c \cdot f(X = 0,5)$. Der er tillige plottet gennemsnittet for de målte omsætningsgrader for både SDT- og PTGA-serien. Det ses at for eksperimenterne med $H_2O/H_2/N_2$ stiger reaktiviteten ca. med en faktor to, når prøven er halvt omsat ($X=0,5$). Endvidere ses det at reaktiviteten er steget med en faktor på ca. seks, når $X = 0,8$.

Omsætningsfaktoren for gennemsnittet kan beskrives ved følgende 6. gradspolynomium:

$$f_{av.}(X) = 378,19 \cdot X^6 - 707,17 \cdot X^5 + 504,22 \cdot X^4 - 166,33 \cdot X^3 + 25,333 \cdot X^2 - 0,61855 \cdot X + 0,44280$$

En nærmere undersøgelse af omsætningsfaktorerne viser, at for de forhold der er gældende i bunden af forgasningsreaktoren, stiger omsætningsfaktoren til et betydeligt lavere niveau ved $X = 0,8$.



Figur 6.20 Omsætningsfaktorer, $f(X)$, der beskriver betingelserne i bunden af forgasningsreaktoren, sammenlignet med gennemsnittet for alle de målte omsætningsfaktorer.

I bunden af forgasningsreaktoren, hvor koksen har en høj omsætningsgrad, er H_2O -koncentrationen under almindelige forgasningsbetingelser faldet til en koncentration under 30 % og samtidig er H_2 -koncentrationen steget til en koncentration på ca. 20 % eller derover.

PTGA-eksperimenterne viste at alle de målinger der er foretaget under disse betingelser ($p_{H_2O} \leq 0,3 \text{ atm.}$ og $p_{H_2} \geq 0,2 \text{ atm.}$) har en lavere værdi end gennemsnittet ved $X = 0,8$.

Denne tendens sås også ved makroTGA-målinger på SGF-brændsel (Afsnit 6.1.5).

Omsætningsfaktoren for gennemsnittet af de i figur 6.20, viste omsætningsfaktorer kan beskrives ved følgende 6. gradspolynomium:

$$f_{\text{av.}}(X) = 32,174 \cdot X^6 - 57,172 \cdot X^5 + 46,096 \cdot X^4 - 16,043 \cdot X^3 + 2,924 \cdot X^2 + 0,2972 \cdot X + 0,5286$$

Gasblandinger:

Den samlede kinetik for en gasblanding kan i følge den udledte ligning beskrives ved følgende udtryk:

$$R = \frac{k_{1, \text{fw}} \cdot p_{\text{H}_2\text{O}} + k_{1, \text{fc}} \cdot p_{\text{CO}_2}}{1 + \frac{k_{1, \text{fw}}}{k_3} \cdot p_{\text{H}_2\text{O}} + \frac{k_{1, \text{fc}}}{k_3} \cdot p_{\text{CO}_2} + \frac{k_{1, \text{bw}}}{k_3} \cdot p_{\text{H}_2} + \frac{k_{1, \text{bc}}}{k_3} \cdot p_{\text{CO}}}$$
$$k_{1, \text{fw}} = k_{10, \text{fw}} \cdot e^{-\frac{E_{10, \text{fw}}}{R \cdot T}} \quad k_{1, \text{fc}} = k_{10, \text{fc}} \cdot e^{-\frac{E_{10, \text{fc}}}{R \cdot T}}$$
$$k_{1, \text{bw}} = k_{10, \text{bw}} \cdot e^{-\frac{E_{10, \text{bw}}}{R \cdot T}} \quad k_{1, \text{bc}} = k_{10, \text{bc}} \cdot e^{-\frac{E_{10, \text{bc}}}{R \cdot T}}$$
$$k_3 = k_{30} \cdot e^{-\frac{E_{30}}{R \cdot T}}$$

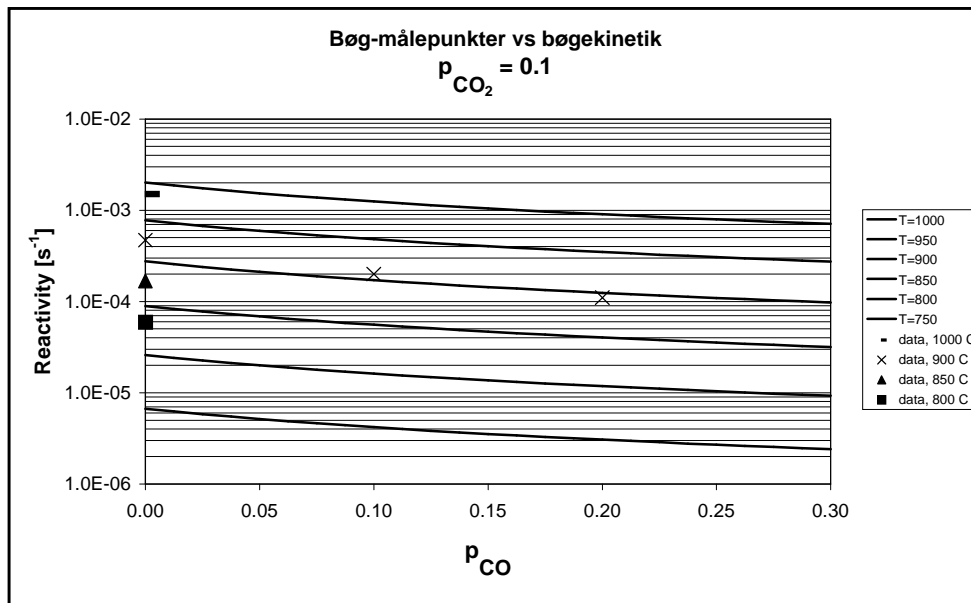
I følge teorien for kinetik for en gasblanding, styres udviklingen af CO af samme mekanisme, $\text{C}(\text{O}) \rightarrow \text{CO}(\text{g}) + \text{C}_f$ (reaktion 3) ved forgasning med både H_2O og CO_2 . Af denne årsag burde k_3 bestemt ved eksperimenter med $\text{H}_2\text{O}/\text{H}_2$ og CO_2/CO være identiske. Dette har ikke været tilfældet i disse forsøgsserier.

Til at bestemme kinetikken ved forgasning med en blanding af $\text{H}_2\text{O}/\text{H}_2/\text{CO}_2/\text{CO}/\text{N}_2$ blev det valgt at benytte k_3 bestemt ved eksperimenterne med $\text{H}_2\text{O}/\text{H}_2/\text{N}_2$. Dette blev valgt, da $\text{H}_2\text{O}/\text{H}_2$ -reaktionerne er styrende for den samlede reaktionshastighed. Samtidig blev der udført et større antal målinger med denne blanding, end med CO_2 -systemet, hvilket gør at H_2O -målingerne kan vægtes højere.

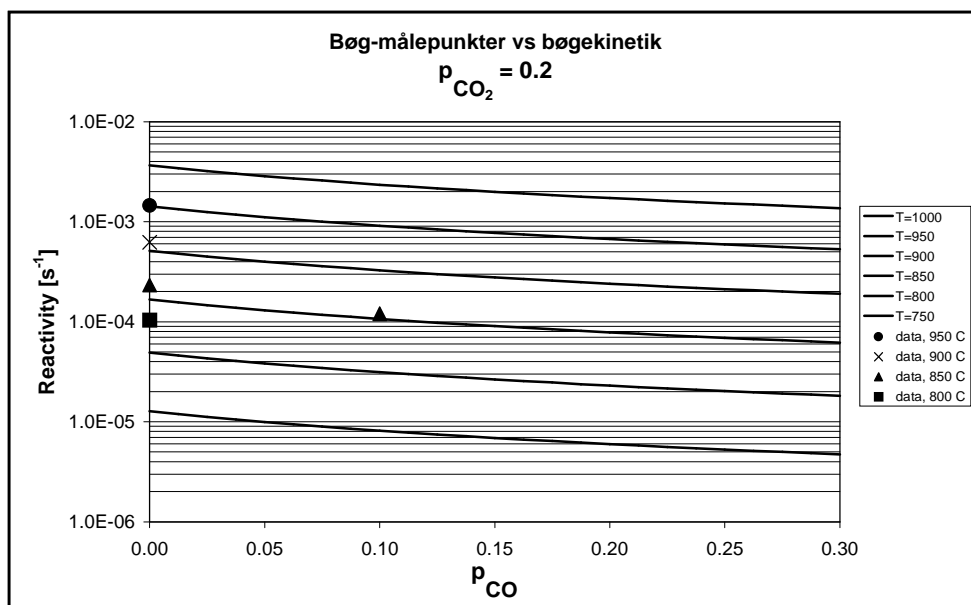
Med k_3 bestemt ved PTGA-målinger, blev de resterende parametre for CO_2/CO -systemet bestemt:

$k_{10, \text{fw}}$	$= 7,531 \cdot 10^7$	$[\text{s}^{-1} \cdot \text{atm}^{-1}]$	$E_{10, \text{fw}}$	$2,11 \cdot 10^5$	$[\text{J/mol}]$
$k_{10, \text{bw}}$	$= 3,282 \cdot 10^6$	$[\text{s}^{-1} \cdot \text{atm}^{-1}]$	$E_{10, \text{bw}}$	$1,52 \cdot 10^5$	$[\text{J/mol}]$
$k_{10, \text{fc}}$	$= 3,270 \cdot 10^8$	$[\text{s}^{-1} \cdot \text{atm}^{-1}]$	$E_{10, \text{fc}}$	$2,48 \cdot 10^5$	$[\text{J/mol}]$
$k_{10, \text{bc}}$	$= 2,016 \cdot 10^8$	$[\text{s}^{-1} \cdot \text{atm}^{-1}]$	$E_{10, \text{bc}}$	$2,17 \cdot 10^5$	$[\text{J/mol}]$
k_{30}	$= 2,458 \cdot 10^7$	$[\text{s}^{-1} \cdot \text{atm}^{-1}]$	E_{30}	$2,14 \cdot 10^5$	$[\text{J/mol}]$

Denne samlede kinetik sammenlignes med måleresultaterne i figur 6.21-6.22.



Figur 6.21 Sammenligning mellem målte reaktiviteter for CO_2/CO -eksperimenter (data-mærke) og reaktiviteter beregnet med det fundne reaktivitetsudtryk for CO_2/CO -kinetik på basis af k_3 bestemt ved $\text{H}_2\text{O}/\text{H}_2$ -fuldt optrukne linier, hvor øverste kurve repræsenterer den højeste temperatur og så fremdeles ved $R(X=0,5)$, $p_{\text{CO}_2} = 0,1$ bar.



Figur 6.22 Sammenligning mellem målte reaktiviteter for CO_2/CO -eksperimenter (data-mærke) og reaktiviteter beregnet med det fundne reaktivitetsudtryk for CO_2/CO -kinetik på basis af k_3 bestemt ved $\text{H}_2\text{O}/\text{H}_2$ -eksperimenter (fuldt optrukne linier, hvor øverste kurve repræsenterer den højeste temperatur og så fremdeles) ved $R(X=0,5)$, $p_{\text{CO}_2} = 0,2$ bar.

Ved sammenligning med figur 6.14-6.15 & 6.21-6.22 ses det på trods af den ændrede CO_2/CO -kinetik (ændret k_3), så bestemmes kinetikken for CO_2/CO -blandinger med stort set samme nøjagtighed.

7 Forsøgskørsel med 100 kW-anlægget

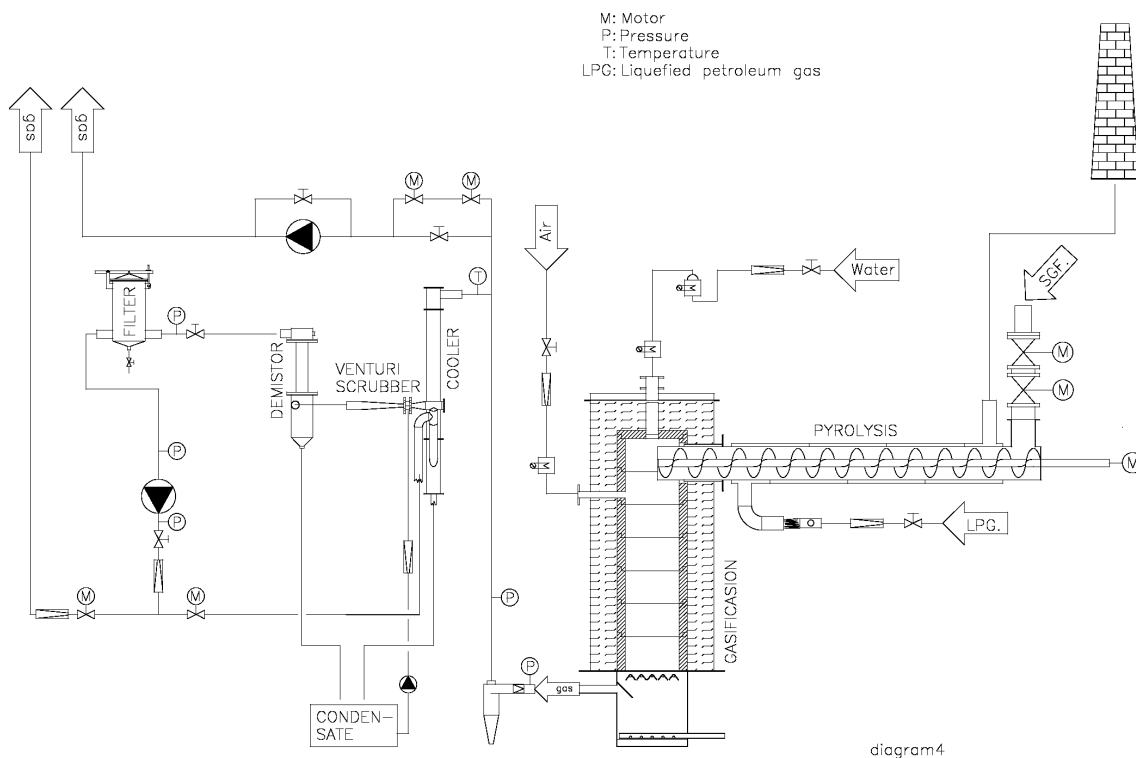
I dette kapitel gennemgås resultaterne for to kørsler med ET's 100kW tottrinsforgasningsanlæg. I tiden mellem disse to kørsler er anlægget blevet modificeret. Således er opblandingskammeret for den delvise afbrænding blevet optimeret og koksbedden er blevet forsynet med målesonder. Forsøgene blev gennemført med henholdsvis SGF og bøgeflis som brændsel. Resultaterne fra forsøgskørslerne benyttes i kapitel 8 til at verificere den dynamiske model.

7.1 Forsøgskørsel med Standard Gasifier Fuel

I forbindelse med EU-projekt: JOR-CT95-0084, Task 2, blev det besluttet at udføre en testserie på en række europæiske forgasningsanlæg, med Standard Gasifier Fuel (SGF) som brændsel. Formålet med denne testserie var at vurdere den praktiske anvendelighed af SGF som brændsel og samtidig danne baggrund for at vurdere de forskellige forgasningskoncepters anvendelighed for SGF. Til projektet blev fire operationsdygtige anlæg udvalgt:

- KARA i Holland
- VER i Tyskland
- DASAG i Schweiz
- Tottrinsforgasseren på DTU (figur 7.1)

En forsøgsserie med 50 timers kontinuert drift af tottrinsforgasseren (Henriksen & Nielsen, 1997b) blev planlagt til at blive afholdt i perioden 8-10 april 1997.



Figur 7.1 DTU's 100 kW tottrinsforgasser under SGF-forsøg

7.1.1 Driftparametre under forsøg

Forsøget blev som planlagt gennemført som et kontinuert 50 timers forsøg, med følgende driftparametre (Bentzen et. al., 1998):

Effekt:	108 kW
Brændselsforbrug:	20 kg/h
Fugtindhold i brændsel	5,5 %
Lufttilsætning:	35,3 kg/h
Damptilsætning:	24 kg/h
Forvarmningstemp. luft:	≈ 450 °C
Forvarmningstemp. damp:	600 °C

Forud for forsøget blev klodserne neddelte til tre kubiske klodser med en kantlængde på ca. 65 mm (se figur 6.1).

Under forsøget blev der foretaget reguleringer af luft- og vandflow:

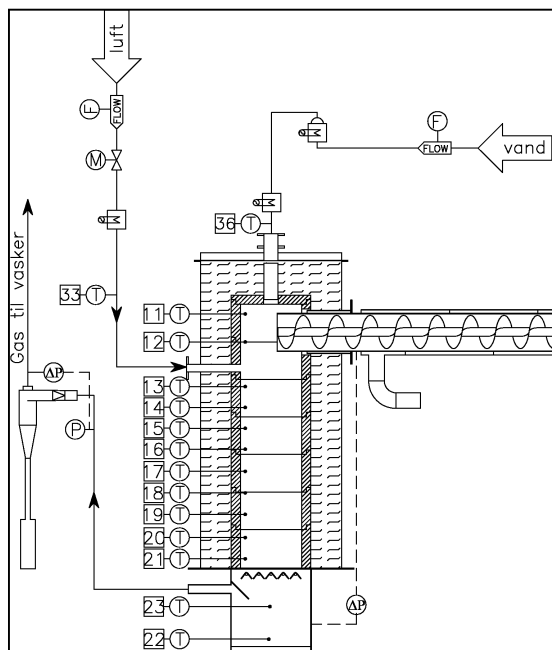
tidspunkt	Luftflow
start:	31,1 kg/h
9/4 kl. 04.10:	32,1 kg/h
9/4 kl. 17.00:	34,7 kg/h
9/4 kl. 17.34:	37,9 kg/h
9/4 kl. 21.50:	35,3 kg/h

tidspunkt	Vandflow
start:	20 kg/h
8/4 kl. 23.51:	24 kg/h

7.1.2 Forsøgsopstilling

Temperaturen ned gennem bedden måles i kanten af reaktoren i de syv målepunkter, T15 - T21, der er vist på figur 7.2.

Over reaktoren blev temperaturen målt tre steder. Termoelementerne T11 og T12 er placeret nær pyrolyserøret og damptilledningen, T13 og T14 er anbragt lige under luftdyserne. Under koksbedden er termoelementerne T22 og T23 placeret. Den nederste termoføler (T21) er anbragt 5 cm over risten, T20 er placeret 15 cm højere oppe og afstanden mellem termofølerne er herefter 20 cm. Således er afstanden mellem risten og T15 på 1200 mm.



Figur 7.2 Placering af termofølere under SGF-forsøget.

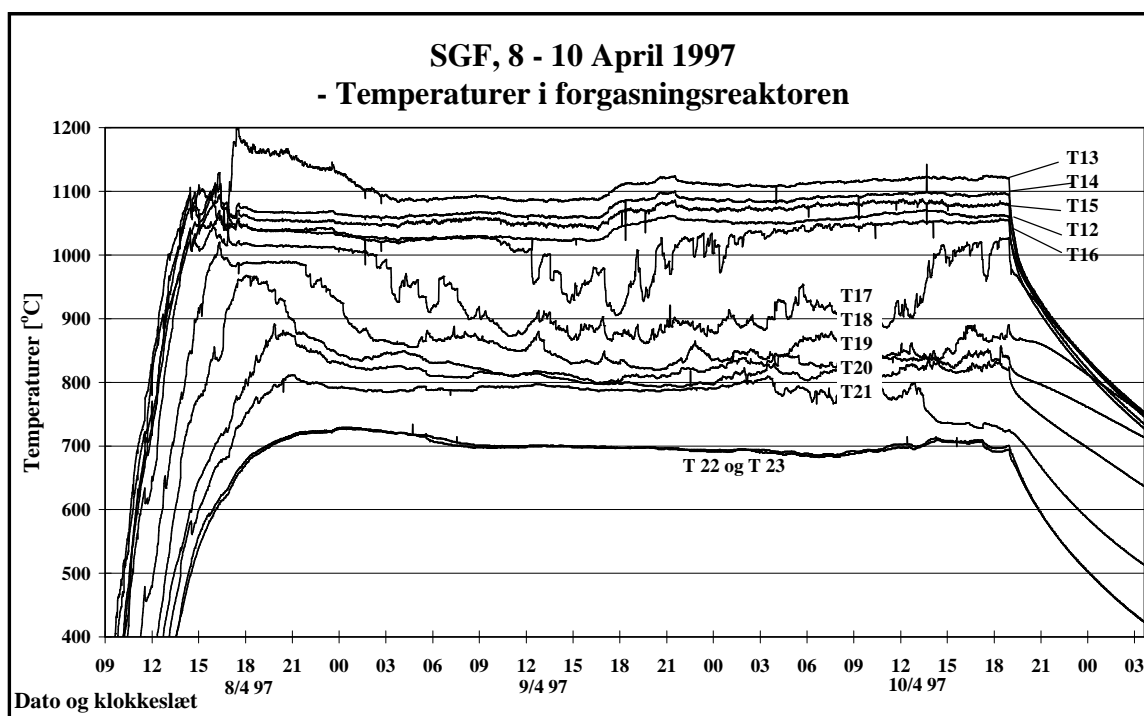
Gassammensætningen blev målt over koksbedden i 1 time (10. april, 16.40-17.40), ved brug af særskilt målestuds (ikke vist), mens gassammensætningen efter forgasningen blev målt igennem hele forsøget. Bundtemperaturen blev målt fire steder rundt langs reaktortvæggen.

7.1.3 Forsøgsresultater

I dette afsnit vil der blive fokuseret på de målinger der blev foretaget sidst i forsøget, da der her blev udført målinger af gassammensætningen både over og under koksbedden. Samtidig vil forholdene i bedden kunne betragtes som tilnærmelsesvis stationære.

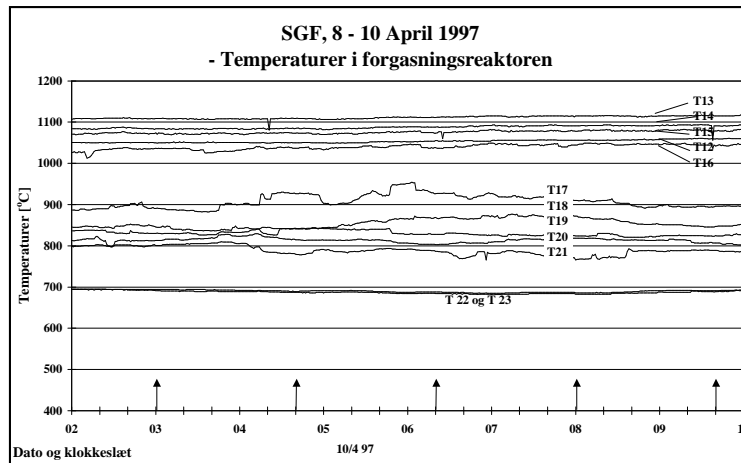
Temperaturmålinger

Temperaturen i koksbedden er den vigtigste parameter til styring af forholdene i koksbedden. En for lav temperatur vil betyde at koksomsætningen hæmmes med det resultat at gasproduktionen falder og højden på koksbedden stiger. Tilsvarende kan en for høj temperatur i koksbedden give materialeproblemer og slaggedannelse, som resulterer i lav virkningsgrad.



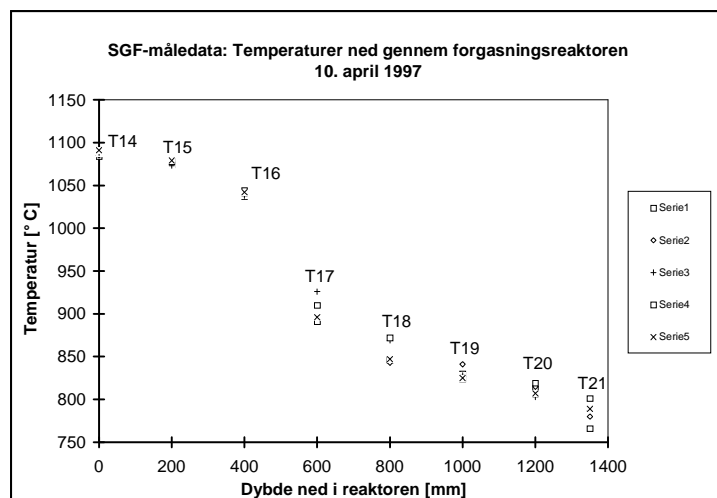
Figur 7.3 Temperaturerne i forgasningsreaktoren under SGF-forsøget.

Temperaturene i rummet over koksbedden blev gennem forsøget målt til at ligge meget stabilt på 1030-1080 °C. Tilsvarende har bundtemperaturen (T21) været noget nær konstant på 790 °C (figur 7.3). Erfaringer med totrinsanlægget har vist at dette tilsyneladende er noget nær et optimalt temperaturinterval med en passende koksomsætning i forhold til reaktortvolumenet og minimale slaggeproblemer.



Figur 7.4 Målte temperaturer til bestemmelse af temperaturprofiler, onsdag den 10. april, (tidspunktet for målingerne er markeret med en pil).

Til at give et billede af temperaturfordelingen ned gennem koksbedden blev fem sæt sammenhørende måledata fra temperaturmålingerne foretaget den 10. april (figur 7.4). Temperaturerne er aflæst med 100 minutters mellemrum, startende klokken 03.00 (vist med pile i figur 7.4) og konverteret således at temperaturene afbildes mod dybden ned gennem reaktoren i stedet for at optegnes mod tiden. Dette resulterer i at der fremkommer temperaturprofiler i koksbedden, som vist i figur 7.5.



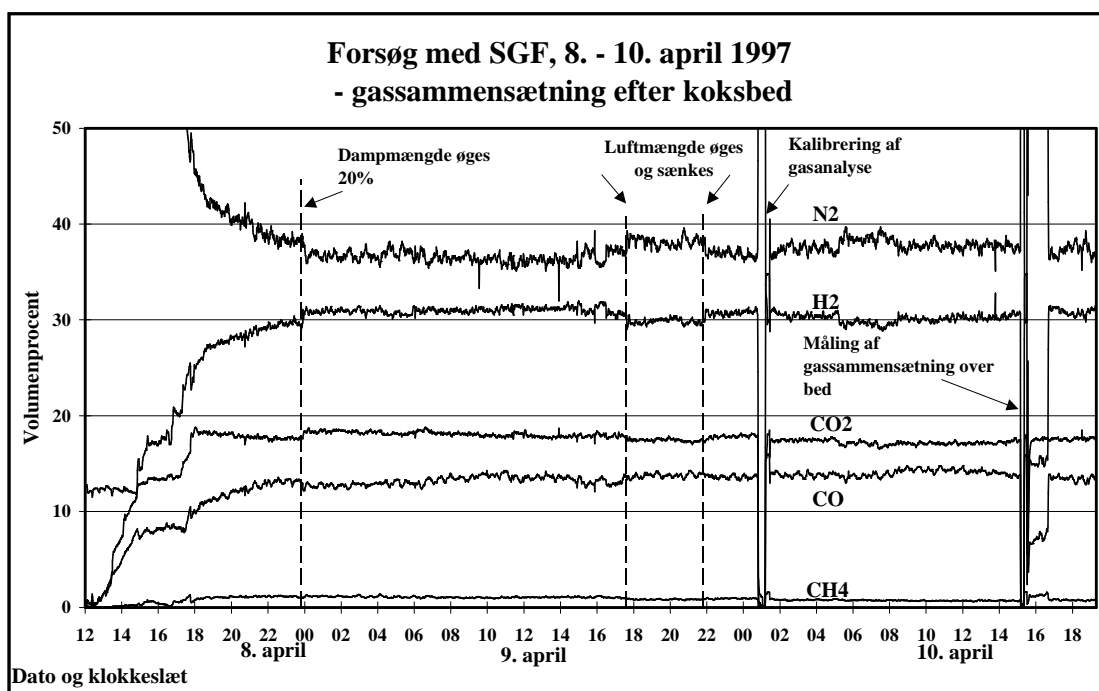
Figur 7.5 Temperaturmålinger i forgasningsreaktoren, optegnet mod dybden.

På absisseaksen er dybden ned gennem reaktoren vist, hvor 0 mm repræsenterer det øverste termoelement (T14), og 1400 mm svarer til bunden af reaktoren, hvor risten findes. Herimellem er placeret syv termoelementer. På ordinataksen er de målte temperaturer afbildet. Termoelementerne T14 og T15 er placeret i fribordet over koksbeden. Termoføler T16 er dermed første målepunkt der er dækket af koks. Det ses på figur 7.5 at der sker et kraftigt temperaturfald mellem de to øverste termofølere (T16 og T17) i koksbedden. Den høje temperatur i toppen af koksbedden giver stor koksomsætning og da forgasningsprocesserne er endoterme, betyder dette at temperaturen falder, hvilket igen giver en langsommere koksomsætning dybere nede i reaktoren og dermed fås et temperaturprofil der flader ud som det ses i figur 7.5.

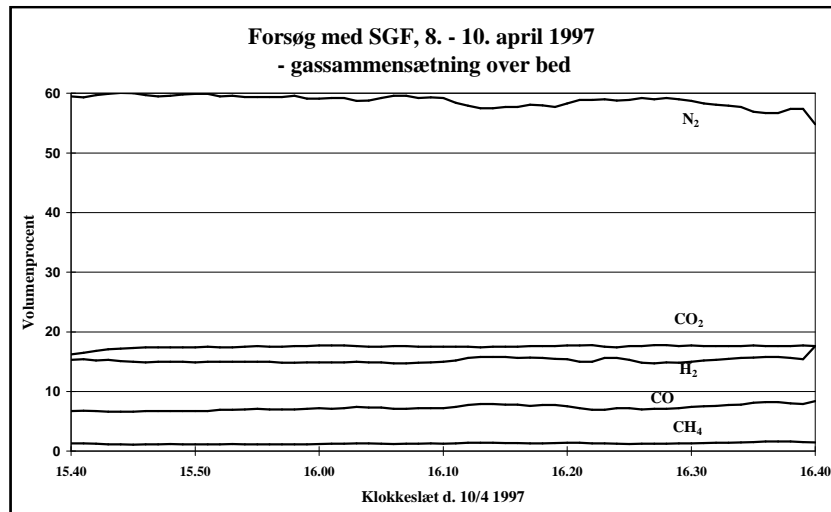
Gasmålinger

Til at bestemme gassammensætning benyttes en gasanalysebænk med fem gasanalyser, der måler CO, CO₂, H₂, CH₄ og O₂. Dertil er der knyttet en dataopsamling, der typisk samler hvert 15. sekund og gemmer hvert 4. datapunkt. På basis af den målte gassammensætning beregnes N₂ ved differens og endelig beregnes gassens øvre og nedre brændværdi. Yderligere beskrivelse af måleopstillingen og instrumenternes målenøjagtighed findes i (Henriksen & Christensen, 1994).

Sammensætningen af den producerede forgasningsgas blev målt gennem hele forsøget (fig. 7.6), med undtagelse af tidsrummet den 10. april, 16.40 – 17.40, hvor der blev gennemført en måleserie af gassammensætningen over koksbedden (figur 7.7).

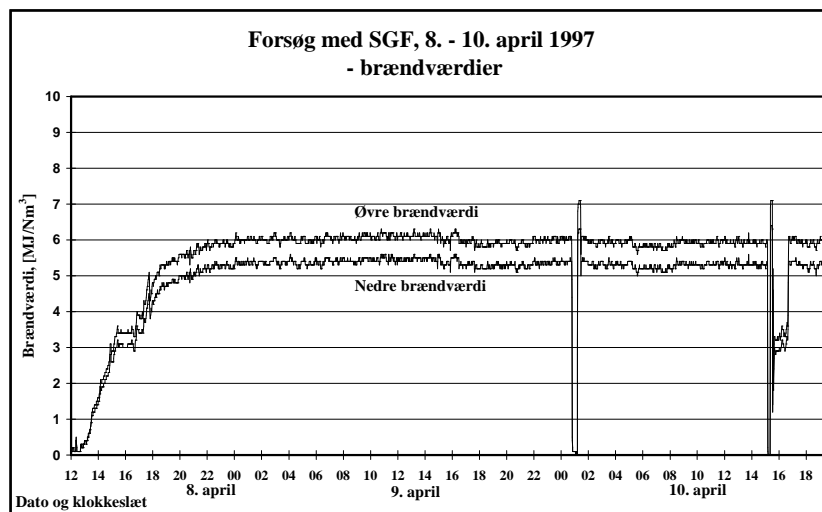


Figur 7.6 Sammensætningen af den producerede gas (efter koksbedden) under SGF-forsøg.



Figur 7.7 Gassammensætning over koksbed, SGF-forsøg

Det ses af figurene 7.6 & 7.7 at gassammensætningen under SGF-forsøget var meget stabile.



Figur 7.8 Brændværdi af produktgas, beregnet ud fra den målte gassammensætning.

Den 10. april målttes følgende gassammensætninger (tør basis):

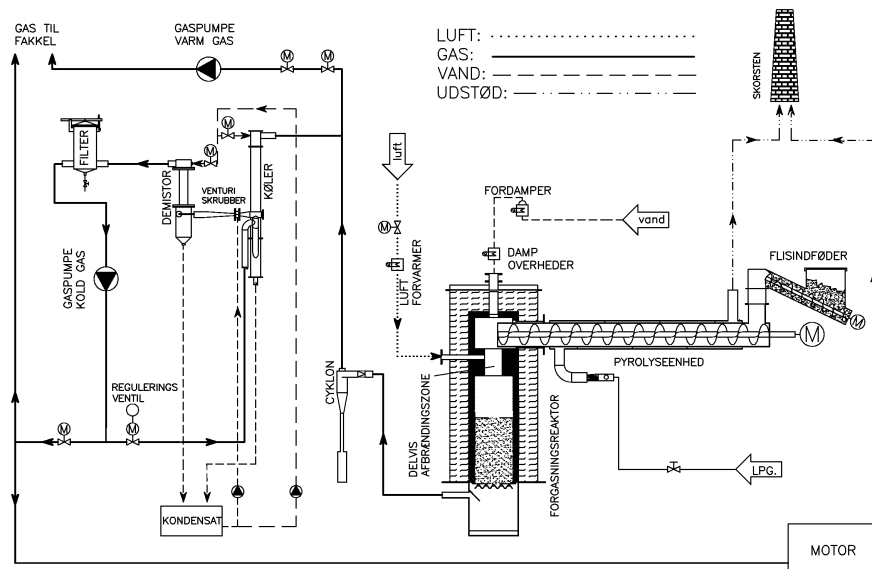
Over koksbeden			Under koksbedden		
CO	7,3	Vol.-%, mf	CO	14,0	Vol.-%, mf
H ₂	15,2	Vol.-%, mf	H ₂	30,1	Vol.-%, mf
CH ₄	1,3	Vol.-%, mf	CH ₄	0,74	Vol.-%, mf
CO ₂	17,5	Vol.-%, mf	CO ₂	17,2	Vol.-%, mf
N ₂	58,7	Vol.-%, mf	N ₂	37,9	Vol.-%, mf
O ₂	0,0	Vol.-%, mf	O ₂	0,09	Vol.-%, mf

7.2 Uge 37 – forsøg

I perioden 7. – 10. september 1998 blev der udført endnu et forsøg med DTU's 100 kW tottrinsforgasningsanlæg med bøgflis som brændsel (Bentzen et. al., 1999). Forud for forsøget var anlægget blevet ændret på en række punkter:

- Lufttilsætningen var optimeret, således at der opnås en forbedret opblanding af luft, pyrolysegasser og damp. Samtidig blev opblandingskammeret (den delvise afbrænding) ændret, hvorved varmetabet fra denne meget varme zone blev reduceret.
- Koksreaktoren var blevet foret med en cylinder i højtemperaturstål, da en inspektion af reaktorens keramiske udmuring havde vist en voldsom revnedannelse.
- Forgasningsreaktoren var blevet forsynet med målesonder, for at få et grundigt kendskab til forholdene i koksbedden, herunder temperaturerne og gassammensætningen.

Opstillingen er vist skematisk i figur 7.9.



Figur 7.9 100 kW-anlægget efter ombygning

7.2.1 Formål med forsøg

Det blev planlagt at udføre en serie forskellige målinger i løbet af forsøgsugen:

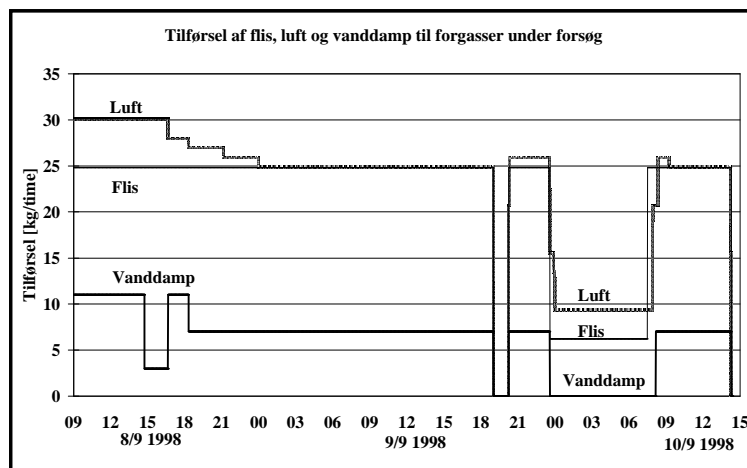
- Tjæreindholdet i gassen blev bestemt med tre forskellige målemetoder, således at målemetoderne kunne sammenlignes indbyrdes. Derudover skulle tjæremålingen vise om den optimerede luftopblanding resulterede i et lavere tjæreindhold i den endelige gas.
- Undersøge alternativ gasrensning ved brug af filtre.
- Måling og karakterisering af gassens indhold af partikler.
- Måling af temperaturerne i koksbeden med målesonder, udstyret med termoelementer og ved brug af infrarød termometer.

7.2.2 Forsøgsforløb

Det blev besluttet som udgangspunkt, at tilføre en vanddampmængde svarende til et tør biomasse:vanddamp forhold på 1:1. Dette forhold (der betegnes "normal" vanddamp-til-

sætning) var blevet benyttet i de tidligere forsøg med 100 kW forgasseren. Senere i forsøget blev vandtilsætningen reduceret svarende til et biomasse:vanddamp forhold på 1:0,8 og siden yderligere reduceret til et forhold på 1:0,38.

Under forsøget blev det klart, at der var for lidt flis til at kunne køre forsøg frem til torsdag eftermiddag. For at spare på flisen blev det besluttet at køre forgasseren på ¼ last fra midnat onsdag/torsdag til torsdag morgen.

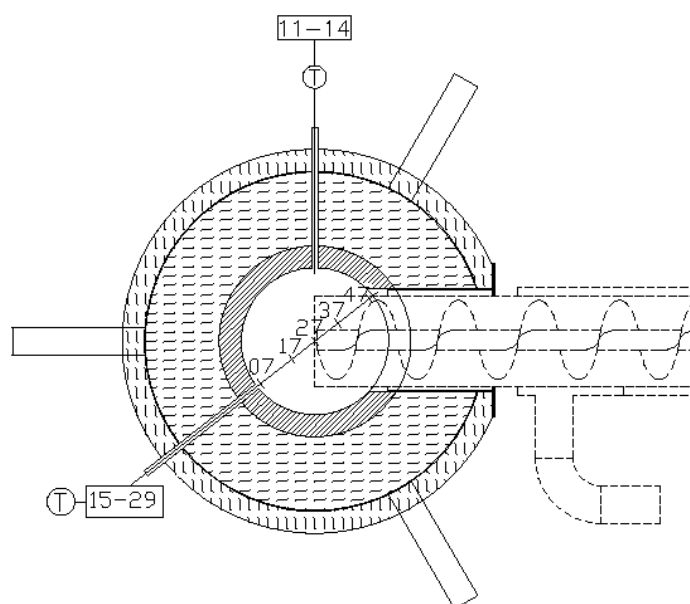


Figur 7.10 Massestrømme af flis, luft og damp under forsøg.

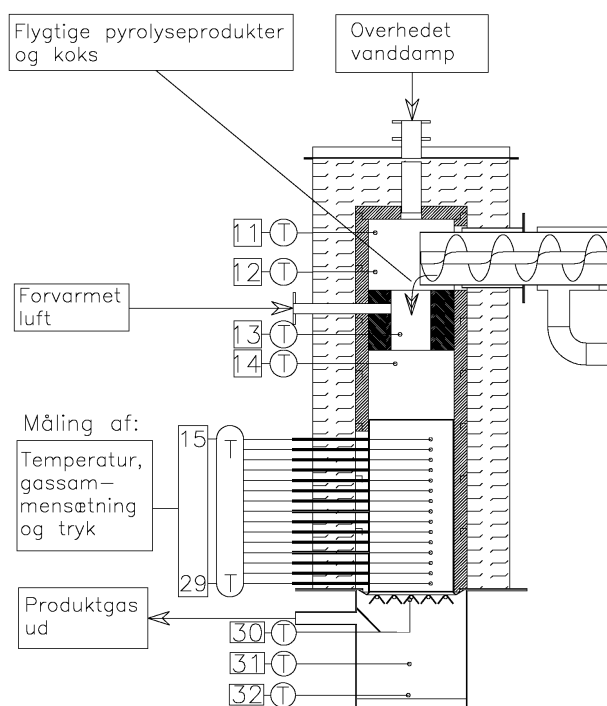
7.2.3 Forsøgsopstilling

Forgasningsreaktoren var på dette tidspunkt blevet modificeret, således at der nu var lavet 15 nye udtagssteder. Tilsvarende var der fremstillet 15 tilhørende målesonder, der kunne skydes ind gennem bedden og derved gjorde det muligt at foretage målinger gennem hele beddens tværsnit samtidig med, at man tog målinger i et lodret snit. Målesonderne var udformet, så det er muligt at måle temperatur, tryk og gassammensætning samtidigt og på samme sted.

Under forsøget blev der foretaget målinger i fem positioner hen over beddens tværsnit. Målingerne blev taget på positionerne 7, 17, 27, 37 og 47, hvor tallene angiver afstanden i cm fra reaktorvæggen, hvor sonderne indføres som vist på figur 7.11. Målesonderne er placeret over hinanden som vist på figur 7.11 med en indbyrdes vertikal afstand på ca. 6 cm. Således er T29 placeret 6 cm over risten, T28 er placeret 12 cm over risten indtil T15, der er monteret i en højde af 90 cm over risten.



Figur 7.11 Målepositioner i et tværsnit af reaktoren



Figur 7.12 Forgasningsreaktor med målesonder efter ombygning

7.2.4 Temperaturmålinger i koksbed

Der blev under forsøget foretaget en serie temperaturmålinger under forskellige driftsbetingelser. I dette kapitel vil der blive præsenteret fire måleserier, en fra hver af de tre dage, hvor der blev gennemført målinger, samt en ekstra måleserie fra den sidste nat. I de første to måleserier køres anlægget i en driftstilstand, hvor tilførslen af flis svarede til ca. 100 kW indfyret effekt. Tilførslen af forvarmet luft og damp var indstillet således, at højden af koksbedden enten var konstant eller voksede. Bemærk dog, at der er stor forskel i luft og damptilsætningen i de to måleserier. I de to sidste måleserier tilføres der kun flis svarende til kvart last, og der slukkes samtidigt for tilsætning af den overhede damp. For hver måleserie er der målt temperaturer i et lodret snit af forgasningsreaktoren, og på basis af disse data bestemmes højden af koksbedden og temperaturerne ned gennem denne.

Der blev gennemført fire serier med temperaturmålinger i koksbedden:

	tør biomasse/ vandtilsætning		flis	luft	damp
09.15-10.25	8/9	1:1	24,80 kg/h	30 kg/h	11 kg/h
08.50-10.15	9/9	1:0,8	24,80 kg/h	25 kg/h	7 kg/h
00.50-01.10	10/9	1:0,38	6,25 kg/h	9,3 kg/h	0 kg/h
06.30-07.30	10/9	1:0,38	6,25 kg/h	9,3 kg/h	0 kg/h

7.1 Tidspunkt og driftstilstand for måleserier

Forud for forsøget var fugtigheden i flisen blevet bestemt til 27,5 %. På baggrund af fugtmålingen blev indfødningsmængden sat til 24,8 kg flis i timen og en damptilsætning på 11 kg/h, svarende til en indfyret effekt på 100 kW og et tør biomasse:vand-dampforhold på 1:1. Fugtmålinger foretaget løbende gennem forsøget viste dog at flisen var tørret ujævnt, således at der havde været store variationer i fugtindholdet. På basis af fugtmålingerne blev det gennemsnitlige fugtindhold i flisen gennem forsøget bestemt til 26,5 %. (Appendiks 10 "Tømning af koksbed efter uge 37")

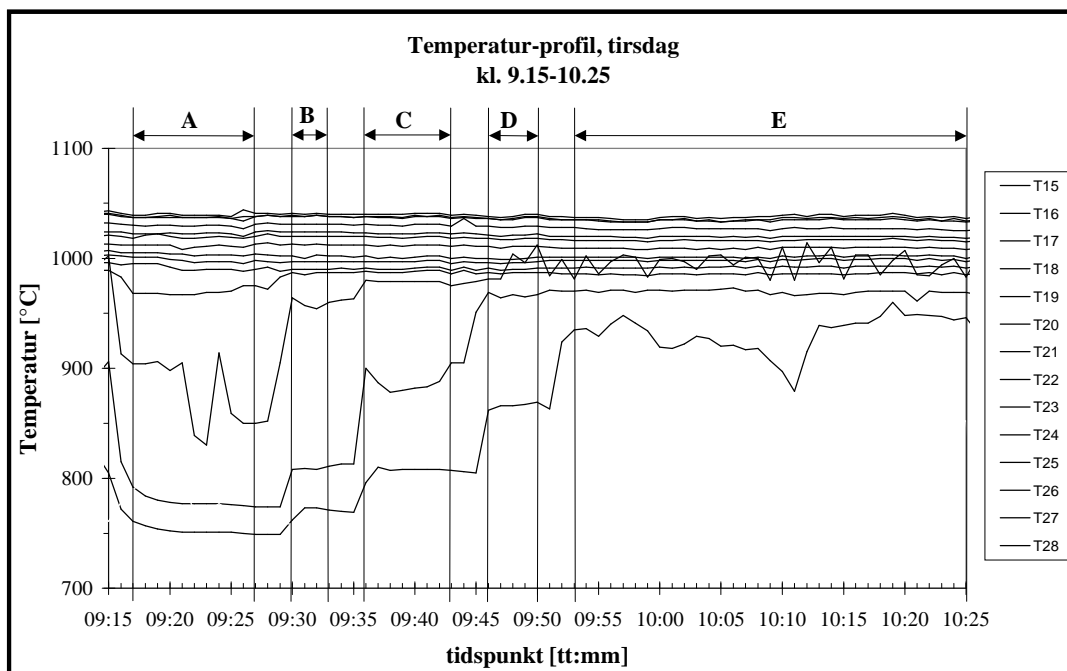
Tirsdag d. 8. september 1998, kl. 9.15 - 10.25

Driftstilstand	flis	fugt i flis	luft	damp
tør biomasse : vandtilsætning = 1:1	24,8 kg/h	26,5 %	30 kg/h	11 kg/h

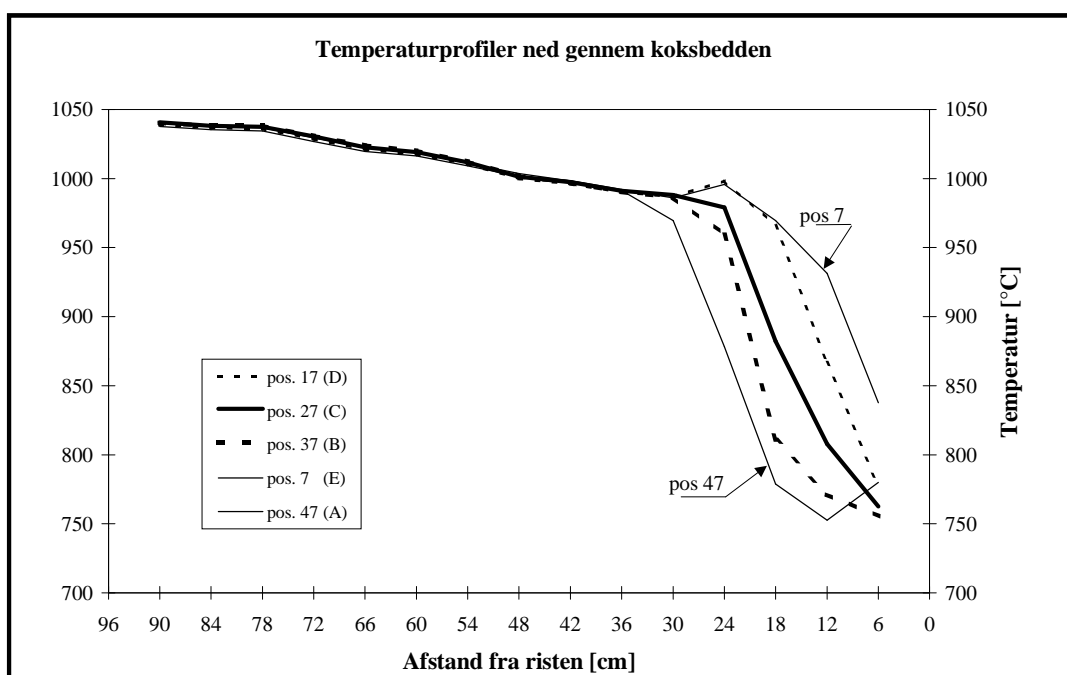
Der blev gennemført en måling af temperaturerne ned gennem reaktoren i positionerne 7, 17, 27, 37 og 47.

	position	tidsrum
A	47 cm	09:17 - 09:27
B	37 cm	09:30 - 09:33
C	27 cm	09:36 - 09:43
D	17 cm	09:46 - 09:50
E	7 cm	09:53 - 10:25

Tabel 7.2 Position af målesonder under måleserien (jvf. figur 7.11)



Figur 7.13 Temperaturer målt i forgasningsreaktoren, tirsdag d.8. september 1998



Figur 7.14 Temperaturprofiler ned gennem forgasningsreaktoren, tirsdag d. 8. september 1998. Målingen er optegnet som middeltemperaturen.

På figur 7.13 ses temperaturerne i forgasningsreaktoren. I toppen af reaktoren, efter den delvise afbrænding af pyrolyseprodukter, er temperaturen målt til at være ca. 1050 °C, faldende til ca. 1000 °C ved kokslagets begyndelse. (T15-T24). Dernæst falder temperaturerne kraftigt ned gennem koksbedden som følge af de endoterme forgasningsreaktioner. Temperaturen 12 cm over risten (T28) måles til at være ca. 750 °C på position 47 cm (tæt ved reaktorvæggen) (se figur 7.11).

Temperaturprofiler

På basis af temperaturmålingerne, vist på figur 7.13, kan temperaturprofilerne ned gennem reaktoren optegnes for hvert af de fem målesteder (A - E). På figur 7.14 ses disse temperaturprofiler.

Bedhøjden kan bestemmes ud fra disse målinger som det sted, hvor temperaturen begynder at falde kraftigt. Dette kraftige temperaturfald skyldes, at der er en hurtig koksomsætning i toppen af bedden. Den hurtige koksomsætning sker som følge af den høje temperatur, store dampkoncentration og det lave brintniveau øverst i kokslaget.

Det ses også af figur 7.14, at koksbedden i reaktoren er ganske lav, mindre end 36 cm på det højeste sted. Samtidig kan det ses på figur 7.14, at bedden ligger skævt i reaktoren, således at den på position 7 og 17 er ca. 24 cm høj bed, stigende til en højde på ca. 36 cm ved væggen på modsatte side (pos 47).

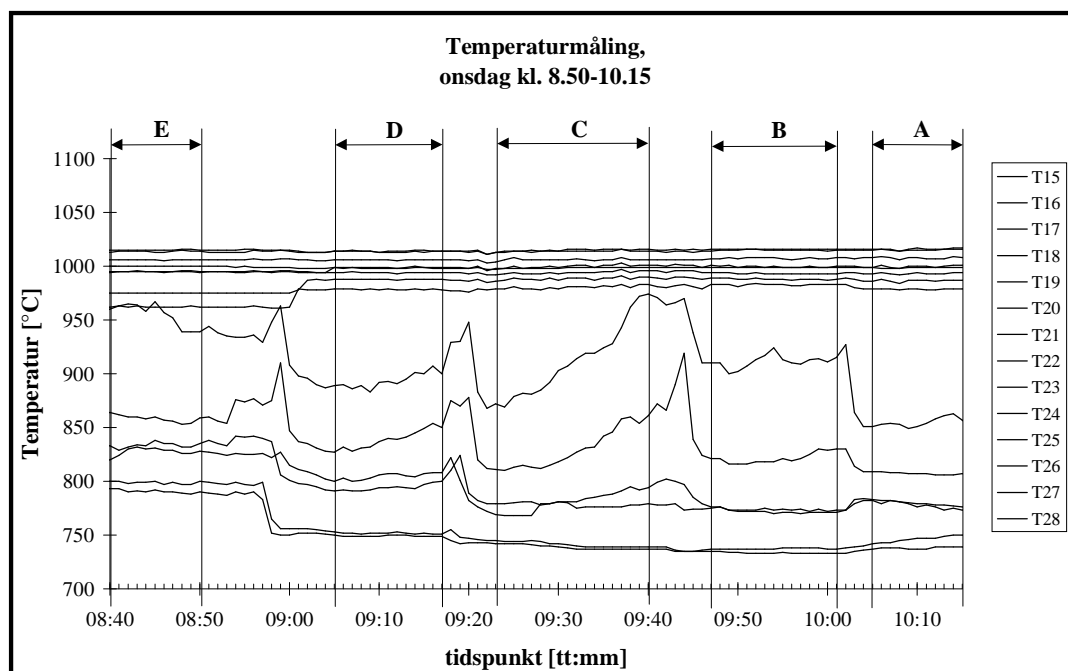
Onsdag den 9. september 1998, kl 8.50 - 10.15

Driftstilstand	flis	fugt i flis	luft	damp
tør biomasse : vandtilsætning = 1:0,8	24,8 kg/h	26,5 %	24,9 kg/h	7 kg/h

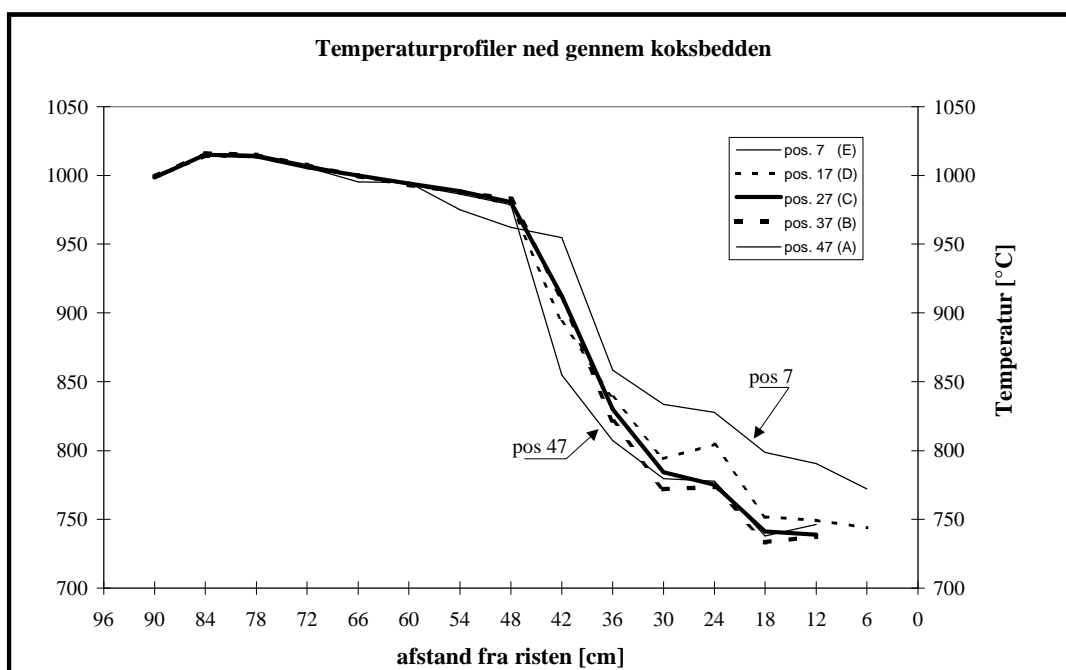
Der blev gennemført en måling af temperaturerne ned gennem reaktoren i positionerne 7, 17, 27, 37 og 47.

	position	tidsrum
E	7 cm	08:40 - 08:50
D	17 cm	09:05 - 09:17
C	27 cm	09:23 - 09:40
B	37 cm	09:47 - 10:01
A	47 cm	10:05 - 10:15

Tabel 7.3 Position af målesonder under måleserien (jvf. figur 7.11):



Figur 7.15 Temperaturer målt i forgasningsreaktoren, onsdag d. 9. september 1998



Figur 7.16 Temperaturprofiler ned gennem forgasningsreaktoren, onsdag d. 9. september 1998. Målingen er optegnet som middeltemperaturen. Temperaturføler 29, placeret blev defekt under måleserien og er derfor ikke optegnet for pos. 27, 37 og 47.

Figur 7.15 viser at temperaturen i toppen af bedden er ca. 980 °C (T22) og falder til ca. 740°C i bunden af reaktoren (T28). Dette er noget lavere end de 800 °C, som var den ønskede bundtemperatur forud for forsøget. Det ses også, at temperaturniveauet på position 07 (E) ligger 20-40 °C højere end på de øvrige målepositioner.

Bedden har nu nået en højde på mellem 40 og 50 cm, men er stadig en anelse skæv (se figur 7.16).

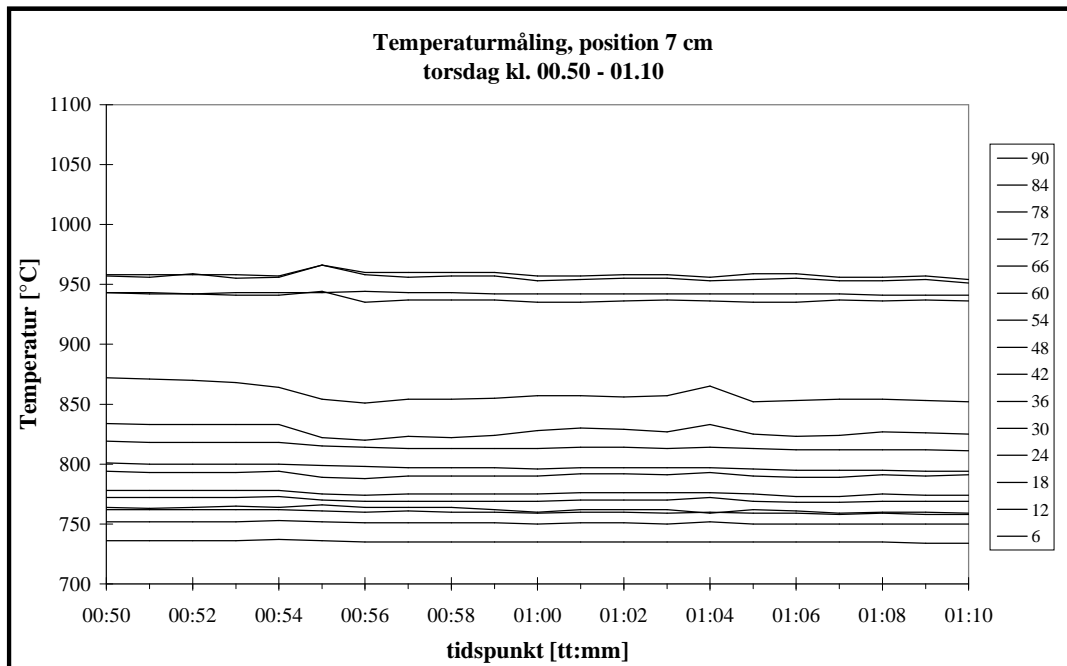
Torsdag d. 10. september 1998, kl. 00.50 - 01.10 og kl. 06.30 - 07.30

Driftstilstand	flis	fugt i flis	luft	damp
¼ last; tør biomasse : vandtilsætning = 1:0,38	6,25 kg/h	19 %	9,3 kg/h	0 kg/h

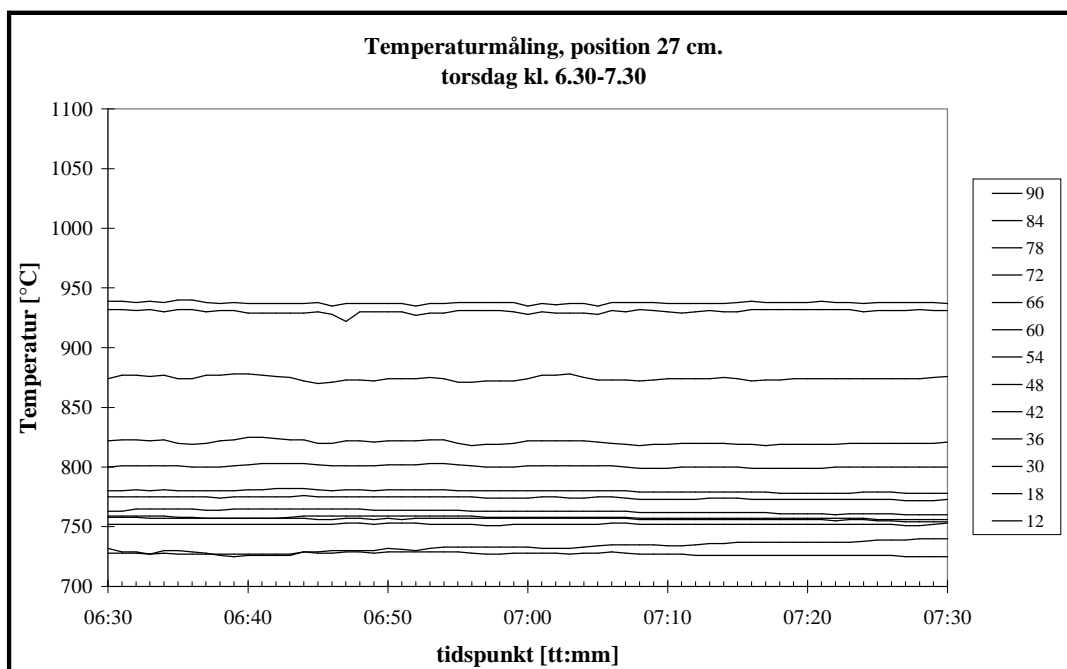
Der blev gennemført en måling af temperaturerne ned gennem reaktoren med ca. seks timers mellemrum på henholdsvis positionerne 7 og 27.

	position	tidsrum
Figur 7.17	7 cm	00:50 - 01:10
Figur 7.18	27 cm	06:30 - 07:30

Tabel 7.4 Position af målesonder under måleserierne (jvf. figur 7.11)



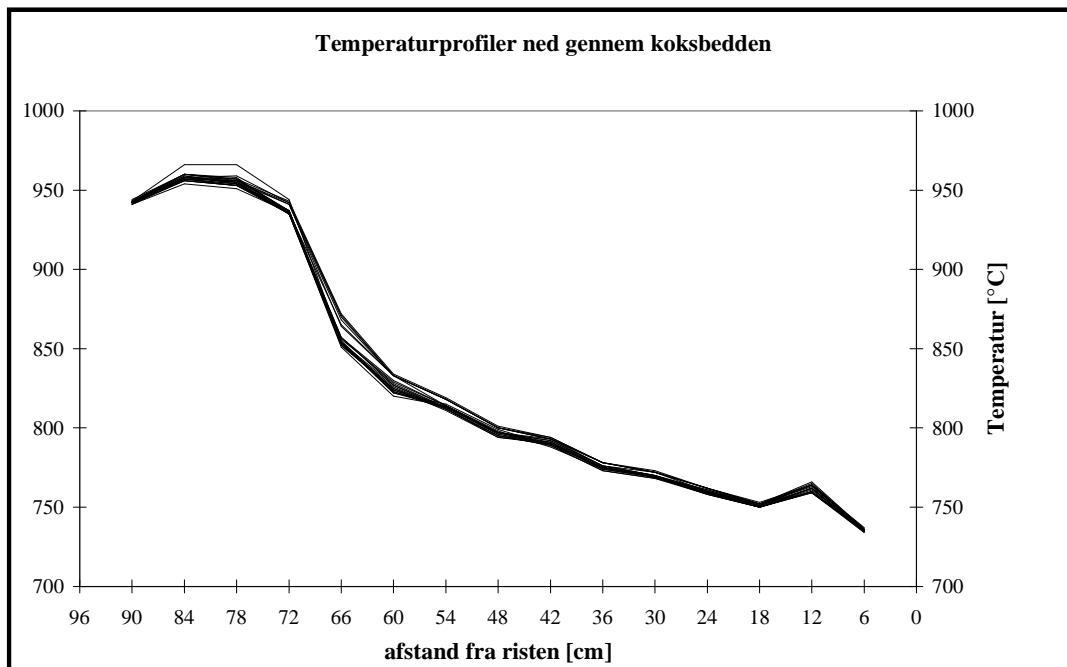
Figur 7.17 Temperaturer målt i forgasningsreaktoren, torsdag d. 10. september 1998, kl. 00.50 - 01.10



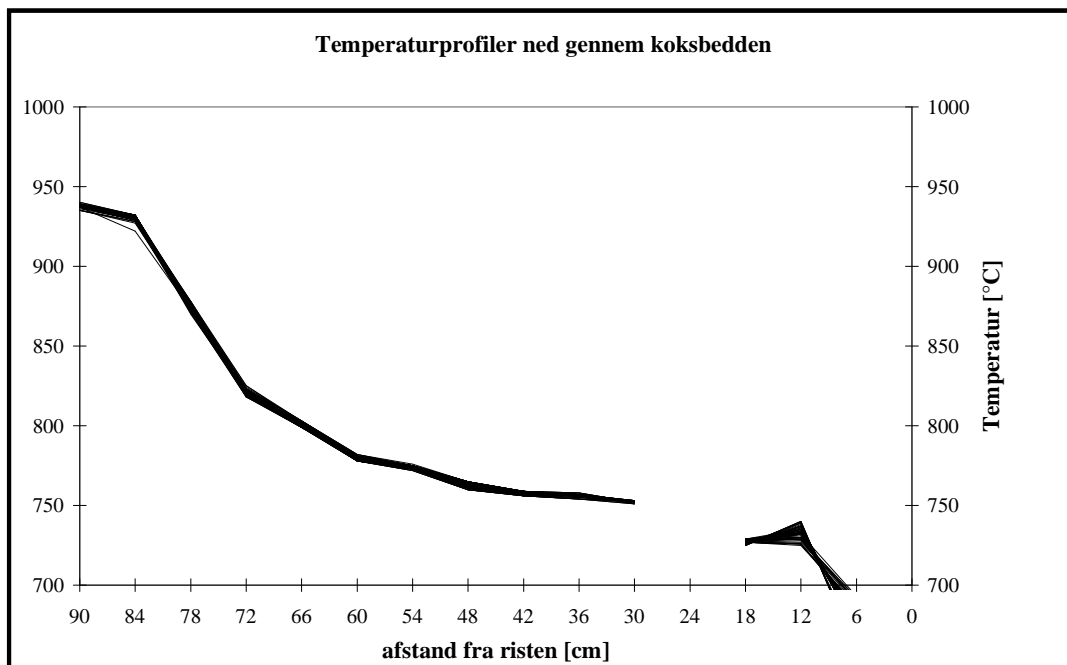
Figur 7.18 Temperaturer målt i forgasningsreaktoren, torsdag d. 10. september 1998, kl. 06.30 - 07.30

Figurene 7.17 og 7.18 viser temperaturerne i forgasningsreaktoren i en atypisk driftstilstand. Flisindføddningen er sat ned til $\frac{1}{4}$ last, da flislageret er ved at være tørt. Samtidigt har det været et ønske at undersøge, om det var muligt at køre anlægget uden ekstern damptilsætning (tør forgasning). Dette blev prøvet under disse to måleserier. Det ses af figurene, at der er et lavt temperaturniveau i forgasningsreaktoren, og at dette samtidigt

falder i tidsrummet mellem de to måleserier. Temperaturen i toppen af kokslaget ligger nu på ca. 930 - 940 °C, mens bundtemperaturen (T29) falder fra ca. 740 °C til under 700 °C.



Figur 7.19 Temperaturprofiler ned gennem forgasningsreaktoren i positionen 07, torsdag d. 10. september 1998, kl. 00.50 - 01.10



Figur 7.20 Temperaturprofiler ned gennem forgasningsreaktoren i positionen 27, torsdag d. 10. september 1998, kl. 06.30 - 07.30.

På figurene 7.19 og 7.20 ses en betydeligt højere koksbed end den, der har været tidligere i forsøget. Bedhøjderne kan nu bestemmes til henholdsvis ca. 72 cm og ca. 84 cm.

Årsagen, til at bedden er vokset mellem de to måleserier, skyldes det lave temperaturniveau i koksbedden. Et lavt temperaturniveau sænker koksens reaktivitet, der er stærkt temperaturafhængig. Med en lavere omsætningshastighed vil koksbedden vokse mod en ny ligevægtsposition.

Konklusion på målinger af temperaturer i koksbedden

På baggrund af temperaturprofilerne i figurerne 7.19 og 7.20 kan der også gives et bud på, hvor i koksbedden, den største koksomsætning sker.

Da langt den største del af temperaturfaldet ned gennem reaktoren skyldes de endoterme reaktioner under omdannelsen af koks til gas, og da reaktionsentalpien stor set er konstant ved de forhold, der hersker, kan dette temperaturfald antages at være proportionalt med omsætningsgraden af koksen.

På denne baggrund kan det ses af figurerne, at 50 % af koksomsætningen sker i de øverste 8-10 cm og 80 % af omsætningen sker i de øverste 20-30 cm af koksbedden.

7.2.5 Temperaturmålinger med infrarød måleteknik og sugepyrometer

Temperaturmålinger med infrarød måleteknik blev foretaget tirsdag d. 8. september 1998 i tidsrummet 11:38 –15:21 på 100 kW tottrinsforgasseren. Målingerne blev udført af Sønnik Clausen, Afd. for Optik og Fluid Dynamik, Risø og ligger i forlængelse af målinger foretaget d. 18. marts 1998 (Bentzen, et. al., 1998). Anlægget er siden er ombygget, hvilket forventes at give ændrede temperatur- og opblandingsforhold.

Der blev lavet to måleserier under to forskellige driftstilstande af forgasningsanlægget.

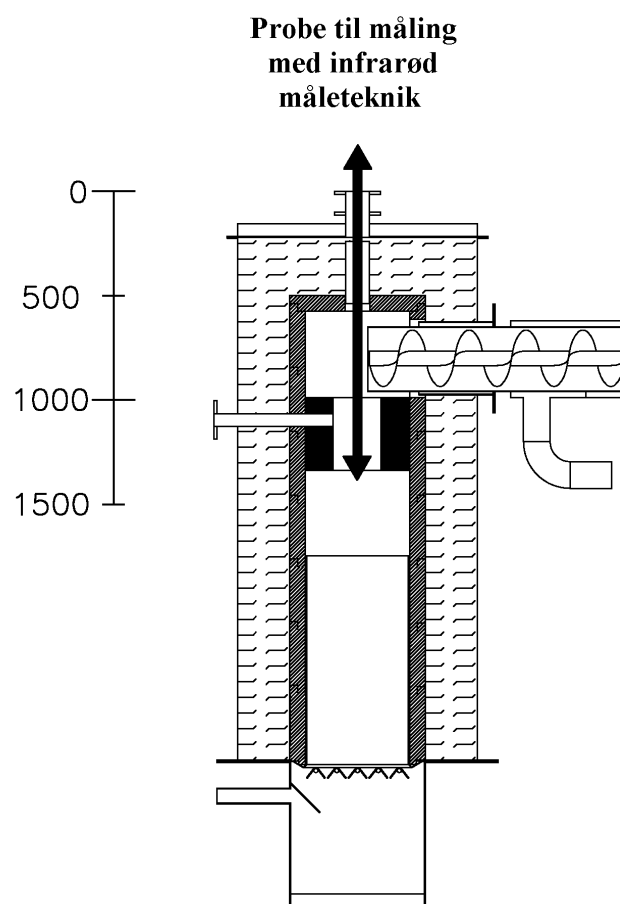
Den første måleserie blev foretaget mellem kl. 11:38-12:42, hvor forgasningsreaktoren kørte med normale forgasningsbetingelser (biomasse:vanddampforhold 1:1).

Den anden måleserie blev foretaget mellem kl. 15:16-15:54, hvor forgasningsreaktoren kørte under forgasningsbetingelser med reduceret vanddamptilsætning (biomasse:vanddampforhold 2:1).

Lufttilsætningen under de to målinger blev holdt konstant. Da lufttilsætningen under måleserien var større end i resten af forsøget (figur 7.10), var temperaturniveauet i reaktoren højere end i de efterfølgende dage.

Til at måle temperaturerne med infrarød måleteknik, benyttes en vandkølet sonde. Sonde er udviklet til målinger på større anlæg, og under målingen kunne det konstateres, at sonden kølede reaktoren så meget, at målingerne blev påvirket. Derfor blev de infrarøde temperaturmålinger suppleret med en måleserie med et ukølet udsugningspyrometer den 9. september 1998 kl. 15.15-15.25. Driften var dog ikke ens d. 8. og 9. september, idet luft- og vanddamptilsætningen var henholdsvis 30 og 11 kg/time d. 8. september og 25 og 7 kg/time den 9. september (figur 7.10).

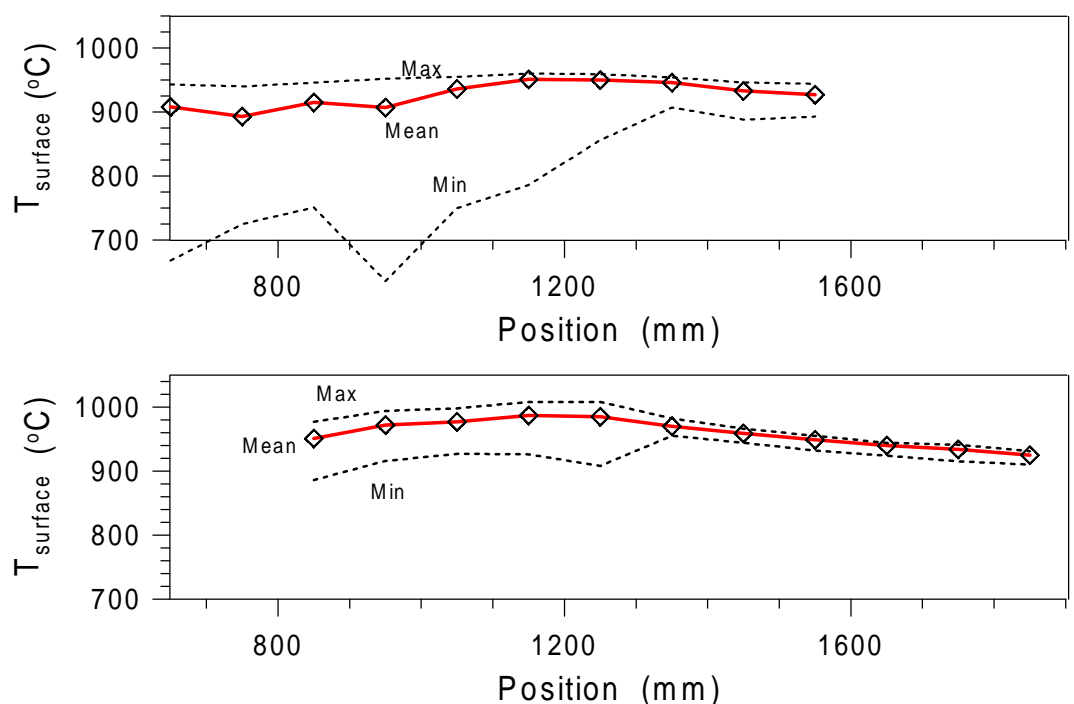
Inspektionsåbningen i den øvre del af forgasseren blev benyttet. De opgivne afstande/måle-positioner er i det følgende angivet ud fra afstanden mellem inspektionsåbningen og målepunktet. (Se figur 7.21) En ca. 240 cm lang IR-måleprobe (ø43) blev benyttet i forsøgene.



Figur 7.21 Snittegning af 100 kW forgasseren, med angivelse af åbning som blev benyttet til temperaturmåling. Probens position angives ved den indbyggede millimeter skala med øverste flange som 0-punkt.

Overfladetemperatur af koksbedden

Overfladetemperaturer af koksbedden i forsøgene (893 °C – 987 °C) lå generelt på samme niveau som ved de målinger foretaget d. 18. marts under uge 12, 1998 forsøget (900 °C - 980 °C). På figur 7.22 ses overfladetemperaturen målt som funktion af probens position i de to målinger (IR-probe) for uge 37-forsøget.



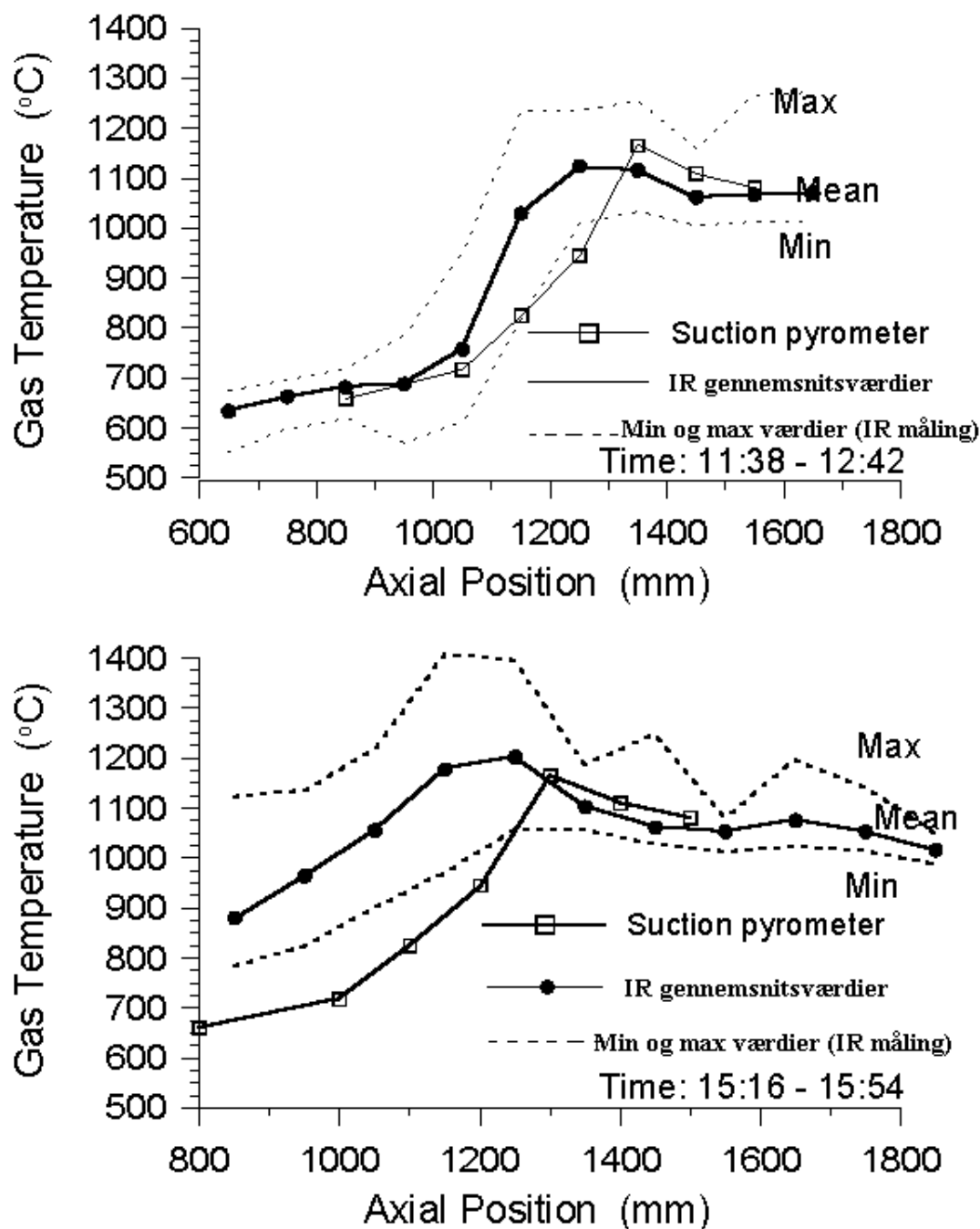
Figur 7.22 Overfladetemperaturen af koksbedden under de to måleserier d. 8. september 1998 (uge 37 forsøg). Målingerne på den øverste figur er taget mellem kl. 11:38-12:42 og målingerne på den nederste figur er taget mellem kl. 15:16 –15:54. Punkterne præsenterer gennemsnitsværdien målt over måleperioden (5 minutter i første måleperiode og 2½ minut i anden måleperiode). Min og Max kurverne repræsenterer hhv. minimum- og maximumsværdierne. Der samples hvert sekund. (Bentzen et. al., 1999).

I de første probepositioner over lufttilsætning og ned gennem opblandingskammeret (ca. 700-1200 mm) forekommer kortvarige temperaturdyk i målingerne (min-kurven), hvilket sandsynligvis skyldes, at måleproben ser “kolde flisstykker” forlade pyrolyserøret. Det ses, at efter flammezonen (ca. 1350-1800 mm) er målingen af koksbeddens overfladetemperatur meget stabil.

Den nedadgående tendens af overfladetemperaturen af bedden i den sidste del af målingen, dvs. ca. 60 °C kan formentlig tilskrives probens afkøling af reaktoren, der blev målt til 10 – 15 kW.

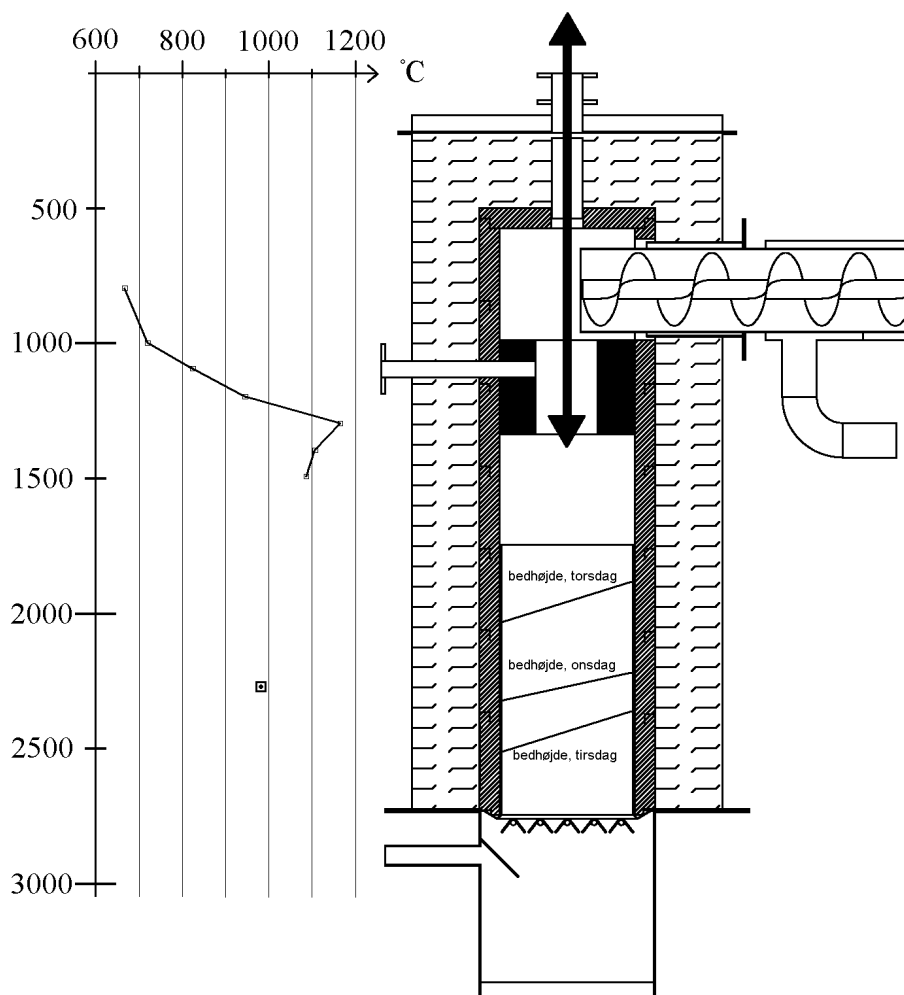
Gastemperaturer i forgasningsreaktoren

Et sammendrag af de målte gastemperaturer i reaktoren med Risø's IR-probe og udsugningspyrometer er vist i figur 7.23.



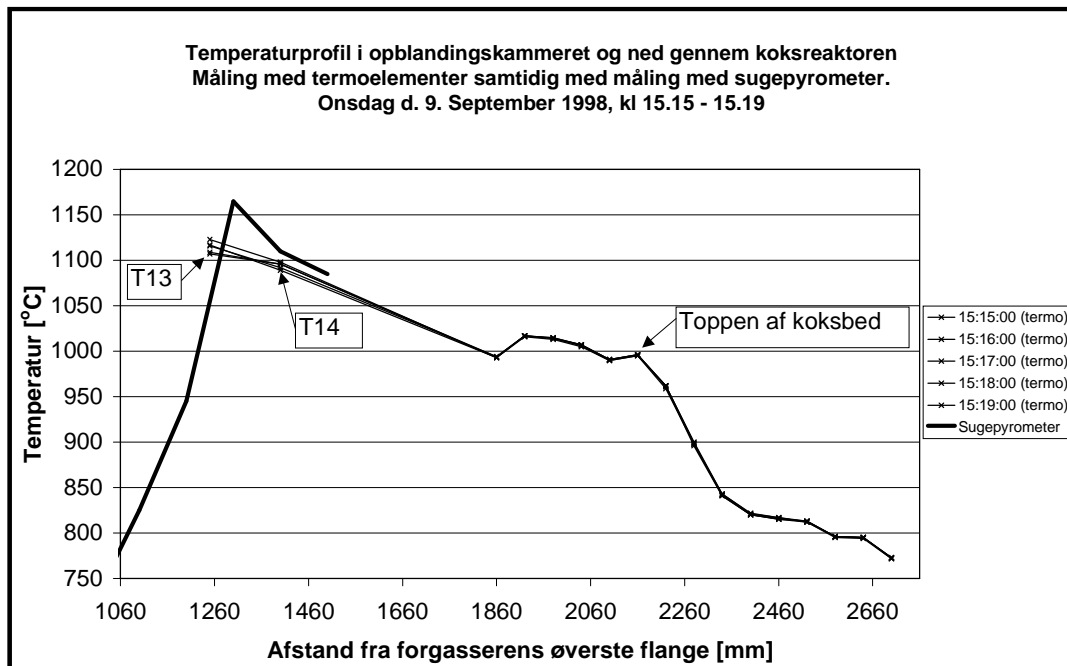
Figur 7.23 Gastemperaturer i forgasningsreaktoren under de to måleserier med infrarød temperaturmåling d. 8. september. Den øverste måleserie er taget mellem kl. 11:38-12:42, og den nederste måleserie er taget mellem kl. 15:16-15:54. Punkterne præsenterer gennemsnitsværdien målt over måleperioden (5 minutter i første måleperiode og 2½

minut i anden måleperiode). Min og Max kurverne repræsenterer hhv. minimum og maximumsværdierne (stiplede linier). Der samples hvert sekund. På figurerne er yderligere indtegnet den temperaturmåling der blev lavet med ukølet sugepyrometer d. 9. september 1998 mellem kl. 15.15-15.25 (markeret med firkanter). (Bentzen et. al., 1999)

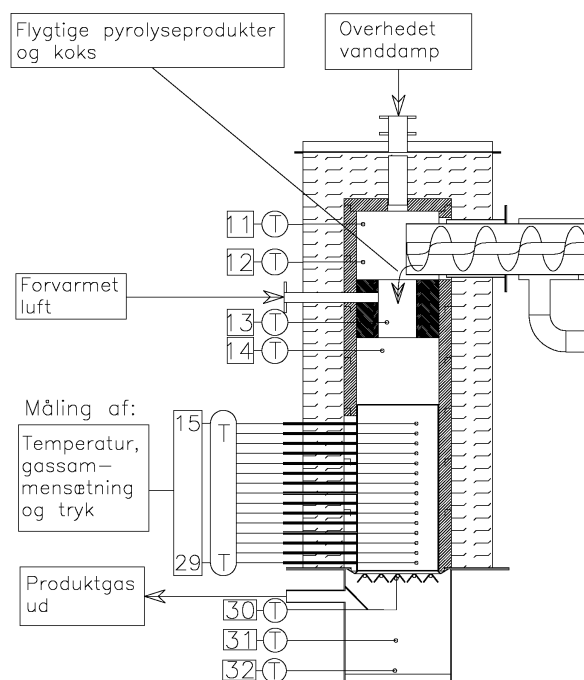


Figur 7.24 Temperaturmålinger med sugepyrometer (9.9.1998, kl. 15.15 – 15.25), sammenholdt med positionen i reaktoren. Koksen overfladetemperatur er markeret med \square (IR-måling 8/9 kl 15.16-15.56). Koksbeddens højde er tillige indtegnet, svarende til tidspunkterne for temperaturmålingerne taget de tre forsøgsgage, (torsdag kl. 7.00).

Gassens maksimaltemperatur bestemmes med sugepyrometer til ca. 1170 °C, ved overgangen mellem opblandingskammeret og koksreaktoren (ca. 1350 mm). Overfladetemperaturen bestemmes til ca. 980 °C.



Figur 7.25 Måling med termoelementer samtidig med sugepyrometermåling.



Figur 7.26 Placering af termoelementer i forgasseren.

Ved at sammenligne de to samtidige målinger med henholdsvis sugepyrometer (figur 7.24) og termoelementer (figur 7.25), ses at de to målemetoder giver tilnærmelsesvis samme resultater. Da måling med sugepyrometer måler gassens temperatur uden at blive påvirket af stråling, forventes det, at denne målemetode måler den korrekte gastemperatur. Resultaterne verificerer dermed metoden med at benytte termoelementer til temperaturmålinger i forgasningsreaktoren.

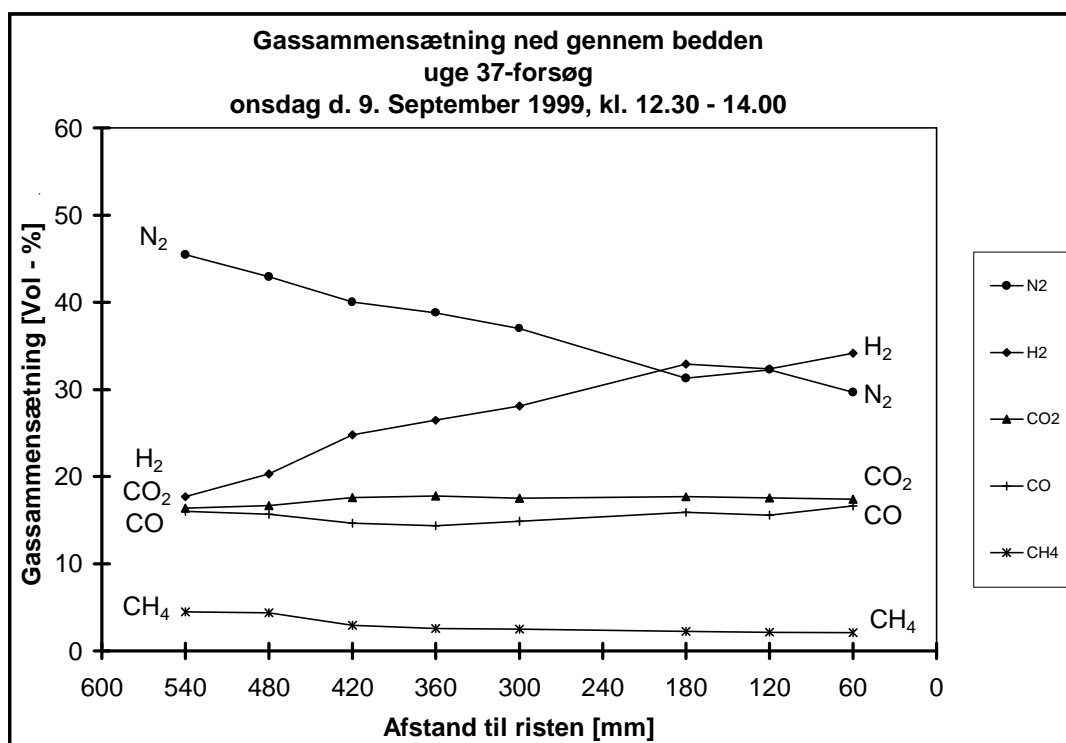
7.2.6 Målinger af gassammensætningen i koksbedden

Under uge 37-forsøget blev der gennemført to måleserier, hvor gassammensætningen ned gennem koksbedden blev målt. Resultaterne af to måleserier, foretaget under markant forskellige driftsbetingelser, vil blive præsenteret i dette afsnit. Første måleserie blev foretaget onsdag, efter at der forinden var foretaget en serie temperaturmålinger. Da måleserien blev gennemført var der ikke blevet ændret på anlæggets driftsbetingelser i foregående 12 timer (figur 7.10). Dermed er denne måleserie den hvor der er forinden er kørt med uændrede driftbetingelser i længst tid og dermed det nærmeste vi kommer på at måle under stationære forhold. Anden måleserie blev foretaget natten efter onsdag, en time efter at anlægget var omstillet til ¼ last, altså kort efter at anlægget er blevet omstillet til at køre i en ny drifttilstand. Målingen blev udført samtidig med at der blev målt temperaturer på samme position.

Onsdag den 9. september 1998, kl 12.30 - 14.00

Driftstilstand	flis	fugt i flis	luft	damp
tør biomasse : vandtilsætning $\approx 1:0,8$	24,8 kg/h	26,5 %	24,9 kg/h	7 kg/h

Der blev gennemført en måling af gassammensætningen ned gennem reaktoren i position 27 (i reaktorens centerlinie). (jvf. figur 7.11)



Figur 7.27 Målt gassammensætning ned gennem koksbedden, 9.9.1998, kl. 12.30 – 14.00.

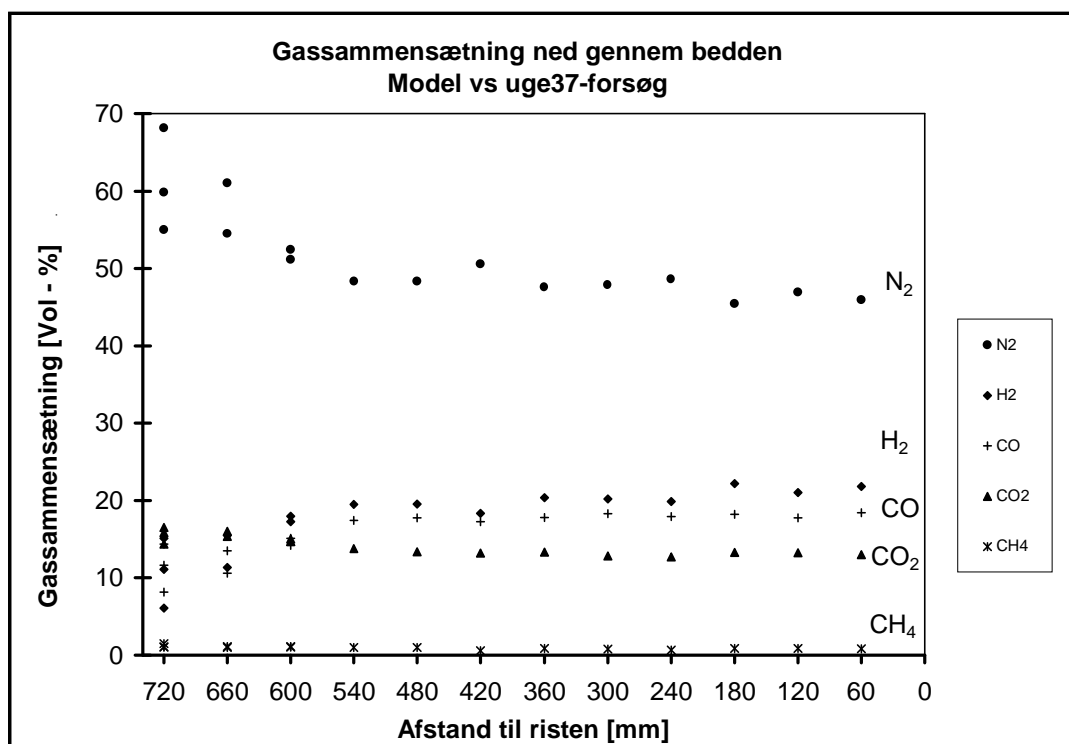
Øverst i koksbedden, 540 mm over risten, måles et højt indhold af N₂ (≈ 45 vol. %) på tør basis. Kvælstofindholdet falder til ca. 30 % lige over risten. Da der ikke tilføres N₂ efter lufttilsætningen betyder dette, at gasflowet af den tørre gas øges med ca. 50 % ned gennem koksbedden som følge af forgasningsreaktionerne. Samtidig øges indholdet af

H₂ fra ca. 18 % til ca. 35 %. Derimod ændres det gassens indhold af CO og CO₂ stort set ikke, men fastholdes på ca. 16 – 17 vol % ned gennem reaktoren.

Torsdag d. 10. september 1998, kl. 01.00

Driftstilstand	flis	fugt i flis	luft	damp
¼ last; tør biomasse : vandtilsætning = 1:0,38	6,25 kg/h	19 %	9,3 kg/h	0 kg/h

Der blev også gennemført en måling af gassammensætning ned gennem koksbedden på position 7 (i kanten af reaktoren) (figur 7.11).



Figur 7.28 Gassammensætning ned gennem bedden under ¼ last, 9.9.98, kl 00.34 - 03.34

Det ses af figur 7.28, at gassammensætningen ændrer sig kraftigt indtil højden 540 mm over risten. Dette viser at kun den øverste ¼-del af koksbedden er aktiv. Dette underbygges også af det målte temperatursprofil (figur 7.19), hvor det ses at temperaturen er tæt på 750 °C. TGA-målinger viser at ved temperaturer under 750 °C er omsætningshastigheden så lav, at der praktisk talt ikke omsættes koks.

8 Sammenligning mellem model og forsøgsresultater

I de følgende afsnit 8.1 og 8.2 vil den dynamiske model blive sammenlignet med to forskellige forsøgskørsler med Institut for Energitekniks 100 kW tottrinsforsøgsanlæg. Disse to forsøgskørsler bliver benævnt SGF-forsøget og uge 37-forsøget.

Under SGF-forsøget blev der anvendt Standard Gasifier Fuel (SGF) som brændsel. Hovedformålet med SGF-forsøget var at opnå stabil drift med forgasseren, hvilket også blev nået til fulde. Dette betyder at det blev muligt at sammenligne modellen og forsøgsresultater under rimelig stationære forhold.

Under uge 37-forsøget blev der anvendt bølgeflis som brændsel, hvilket forgasningsmæssigt er et noget mere konventionel brændsel. Koksreaktoren var til dette forsøg blevet modificeret så det nu var muligt ved brug af sonder at måle gassammensætning, temperatur og tryk ned gennem koksbedden og i hele koksbeddens tværsnit. Driften af anlægget var i modsætning til under SGF-forsøget betydeligt mere omskifteligt som følge af at der foretaget flere undersøgelser og der blev gennemført mange målinger med henblik på at beskrive og optimere processen. Samtidig blev det nødvendigt at skifte til drift ved lav last på grund af mangel på brændsel. Samlet betød dette at det blev muligt at sammenligne model og forsøgsresultater også under dynamiske forhold.

Den dynamiske model vil således blive verificeret med to forskellige forsøgskørsler, hvor der vil blive fokuseret på henholdsvis de stationære og de dynamiske forhold.

8.1 SGF-forsøg sammenlignet med modelresultater

I dette kapitel vil målingerne fra SGF-forsøget blive sammenlignet med tre versioner af den dynamiske model. Disse tre versioner vil blive benævnt model 1, model 2 og model 3.

I model 1 medtages et reaktivitetsudtryk, hvor reaktiviteten ikke blot er afhængig af temperaturen, men også af vanddamp- og brintkoncentrationen (ligning 5.16a).

I model 2 udvides model 1, således at der også tages hensyn til omsætningsgradens indflydelse på reaktiviteten (ligning 5.16b).

Endelig ses der i model 3 på betydningen af varmeudveksling mellem faststof- og gasfase (ligning 5.23). Dette betyder også at i denne version separeres der mellem temperaturen af den faste fase, hvor de energiforbrugende forgasningsreaktioner finder sted, og gasfasen, hvor den producerede gas går til ligevægt efter water-gas shift reaktionen.

8.1.1 Modelgrundlag

Modellen der anvendes beskriver udelukkende forholdene i koksbedden, hvilket vil sige at der ikke er indbygget nogen inputmodel til at beregne startværdierne. Tilstanden i toppen af reaktoren er bestemt på basis af en temperaturmåling og en gassammensætning, der er bestemt på basis af en massebalance og antagelsen af ligevægt mellem gasserne, bestemt ved water-gas shift reaktionen.

Det samlede modelgrundlag for de tre versioner, som vises herunder, er beskrevet nærmere i afsnit 5.2, *Opstilling af model*:

Energibevarelse:

$$\sum \frac{d(M' \cdot u)}{dt} + \sum \frac{\partial(\dot{m} \cdot h)}{\partial x} = \dot{Q}' \quad (5.12)$$

Massebevarelse for koks og gas:

$$\frac{dM'_{\text{koks}}}{dt} + \frac{\partial \dot{m}_{\text{koks}}}{\partial x} = \dot{\Gamma}_{\text{koks}} = \frac{dW_{\text{koks}}}{dt} \quad (5.13)$$

$$\frac{\partial \dot{m}_{\text{gas}}}{\partial x} = \dot{\Gamma}_{\text{gas}} = -\frac{dW_{\text{koks}}}{dt} \quad (5.14)$$

Gasserne H_2O , CO , H_2 og CO_2 er i ligevægt efter water-gas shift reaktionen:

$$K_a(T) = \frac{[\text{H}_2\text{O}] \cdot [\text{CO}]}{[\text{H}_2] \cdot [\text{CO}_2]} \quad (5.15)$$

Reaktiviteten for SGF-koksen, som funktion af temperaturen, hvor der tages hensyn til kinetikbegrænsning som følge af massetransport modstand:

$$R_{\text{koks}}(T) = -\frac{1}{M_{\text{koks}}} \frac{dW_{\text{koks}}}{dt} = \frac{A \cdot e^{\frac{-E}{R \cdot T}} \cdot p \cdot T^m}{A \cdot e^{\frac{-E}{R \cdot T}} + p \cdot T^m} \quad (5.16)$$

Til at beskrive koksens massefylde undersøges to partikkelmodeller. Når koksens massefylde ned gennem bedden kendes, kan også bedhøjden bestemmes.

Porøs model:

$$\rho(X) = \rho_0 \cdot (1 - X) \quad (5.20a)$$

Skrumpe model (konstant massefylde):

$$\rho(X) = \rho_0 \quad (5.20b)$$

8.1.2 Input-data

SGF-forsøget var et forsøg, hvor det blev tilstræbt at opnå en stabil drift. Dette betød at driftparametrene blev holdt på konstante værdier, uden store udsving.

Som nævnt i kapitlet om forsøgsbetingelser blev de tilførte luft- og dampflow målt sammen med brændselsforbruget. Tillige blev fugtindholdet og den støkiometriske formel for SGF bestemt.

Disse data er exogene variable, der bliver anvendt som inputdata til modellerne.

Effekt:	108 kW
Brændselsforbrug:	20 kg/h
Fugtindhold i brændsel	5,5 %
Lufttilsætning:	35,3 kg/h
Damptilsætning:	24 kg/h
Forvarmningstemp. luft:	≈ 450 °C
Forvarmningstemp. damp:	600 °C

Tabel 8.1 Driftsdata under SGF-forsøg

Støkiometriske formel for SGF bestemt til: **CH_{1,395}O_{0,642}**

8.1.3 Model 1

I afsnittet om kinetik for SGF, blev det fundet at reaktiviteten kunne beskrives ved et udtryk der var afhængigt af temperaturen samt brint- og dampkoncentrationen:

$$R(T, [H_2O], [H_2]) = \frac{A \cdot e^{\frac{-E}{R \cdot T}} \cdot p \cdot T^m}{A \cdot e^{\frac{-E}{R \cdot T}} + p \cdot T^m} \cdot \frac{[H_2O]^{n_1}}{1 + n_2 \cdot [H_2]} \quad (5.16a)$$

hvor:

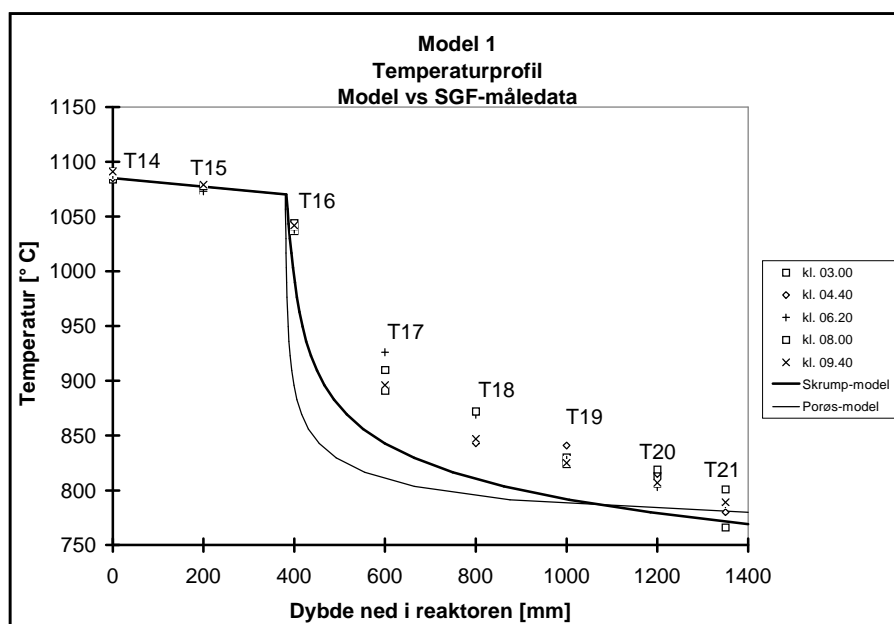
$$R = 8,314 \quad A = 1,50 \cdot 10^9 \quad E = 2,00 \cdot 10^5 \quad n_1 = 0,603 \quad n_2 = 7,053 \quad p = 1,00 \cdot 10^{26} \quad m = -8,00$$

Temperaturmålinger

På basis af disse data giver model 1 to temperatur-profiler, som vist i figur 8.1.

På figuren er de målte temperaturer plottet sammen med de beregnede resultater fra model 1, der giver temperaturprofilet, for henholdsvis den porøse partikel-model og skrumpmodellen.

Hver serie er taget med 1½ times mellemrum gennem forsøget og er plottet i figur 8.1 som diskrete punkter.



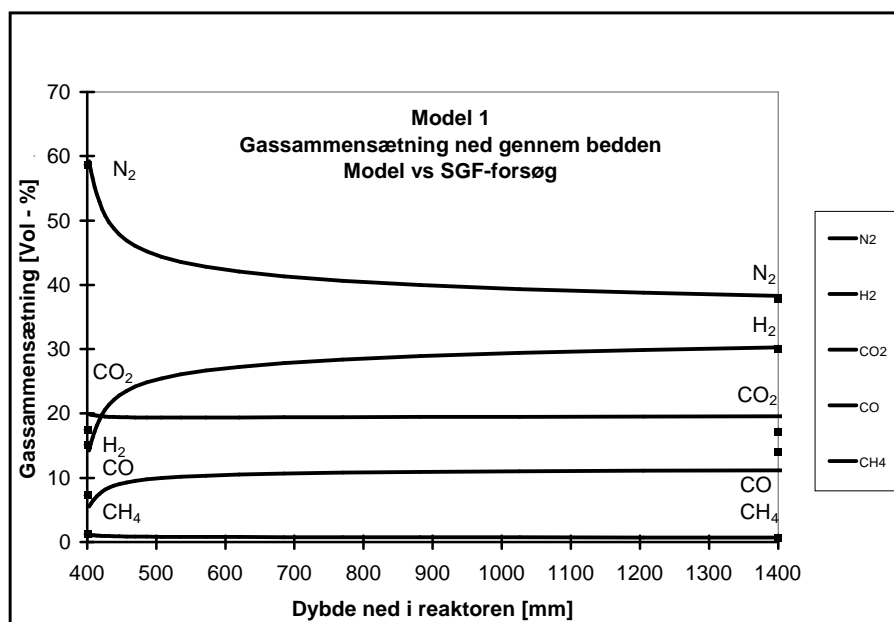
Figur 8.1 Målte temperaturer (datamærker) sammenlignet med resultater fra model 1 (fuldt optrukne linier).

På absцisseaksen er dybden ned gennem reaktoren afbildet, hvor 0 mm repræsenterer det øverste termoelement (T15) og 1400 mm repræsenterer bunden af reaktoren, hvor risten findes. Herimellem er placeret seks termoelementer. Ordinataksen er de målte temperaturer.

Figur 8.1 viser sammenligningen med SGF-forsøget. Det ses, at model 1 kun giver en passende beskrivelse af top- og bundtemperaturen i koksbedden. Hverken skrumpmodellen eller den porøse model giver en acceptabel beregning af temperaturen ned gennem koksbedden. Dog giver modellen den rette krumning på temperaturprofilet.

Gassammensætning

Under SGF-forsøget blev der kun målt gassammensætninger over og under koksbedden, hvorimod det ikke var muligt at foretage målinger af gassammensætningen i selve koksbedden. Gasmålinger fra SGF-forsøg ses på figur 8.2 som punkter i toppen og i bunden af forgasningszonen.



Figur 8.2 Målt gassammensætning over og under koksbedden (datamærker), sammenlignet med beregnet gassammensætning (model 1) ned gennem koksbedden (fuldt optrukne linier).

Model 1 giver de i figur 8.2 viste kurveforløb. N_2 -forløbet rammer stort set den målte koncentration i bunden af reaktoren. Der ses et stigende H_2 -indhold, CO_2 -produktionen er meget jævn, mens CO -koncentrationen stiger en smule og CH_4 -indholdet er stort set uændret gennem kokslaget. Modellen beregner således en koncentration af CO_2 , der er ca. 2-3 %-point højere end den målte koncentration af CO_2 . Tilsvarende bestemmer modellen en værdi for CO -koncentrationen der 2-3 %-point lavere end den målte koncentration.

Samlet koksmasse

Efter at forsøget var afsluttet, blev massen af koks i reaktoren vejet til 28,7 kg og bedehøjden blev målt til ca. 85 cm, hvilket giver en gennemsnitlig massefylde på ca. 172 kg/m^3 (Bentzen et. al., 1998). Risten blev ikke aktiveret under forsøget. Samtidig blev der målt en partikelbelastning i gassen på ca. 400 mg/Nm^3 (Bentzen et. al., 1998), svarende til ca. 1,4 kg gennem hele forsøget. På denne baggrund kan det antages at den målte masse af koks i bedden efter forsøget stort set svarer til den mængde koks som ikke er blevet omsat.

Model 1 beregner en samlet koksmasse på 43,5 kg, hvilket er ca. 50 % højere end der blev målt efter forsøget.

8.1.4 Model 2

For at give en bedre bestemmelse af massen i reaktoren og temperaturen ned gennem koksbedden end det blev vist i model 1, er der lavet en udvidelse af model 1. I denne model 2 bliver der i beskrivelsen af koksomsætningen medtaget effekten fra omsætningsgraden:

$$R_w(T, [H_2O], [H_2], X) = \frac{A \cdot e^{\frac{-E}{R \cdot T}} \cdot p \cdot T^m}{A \cdot e^{\frac{-E}{R \cdot T}} + p \cdot T^m} \cdot \frac{[H_2O]^{n_1}}{1 + n_2 \cdot [H_2]} \cdot f(X) \quad (5.16b)$$

$$f(X) = k_1 + k_2 \cdot X + k_3 \cdot X^{k_4}$$

hvor:

$$R = 8,314 \quad A = 1,50 \cdot 10^9 \quad E = 2,00 \cdot 10^5 \quad n_1 = 0,603 \quad n_2 = 7,053 \quad p = 1,00 \cdot 10^{26} \quad m = -8,00$$

$$k_1 = 0,83 \quad k_2 = 0,294 \quad k_3 = 11,19 \quad k_4 = 12,92 \quad (\text{se afsnit 6.1})$$

Hvor model 1 kun tog hensyn til indholdet af brint og vand, vil model 2 også tage hensyn til, at omsætningsgraden også har betydning for reaktiviteten.

Til at beregne omsætningsgraden opstilles der en massebalance for asken.

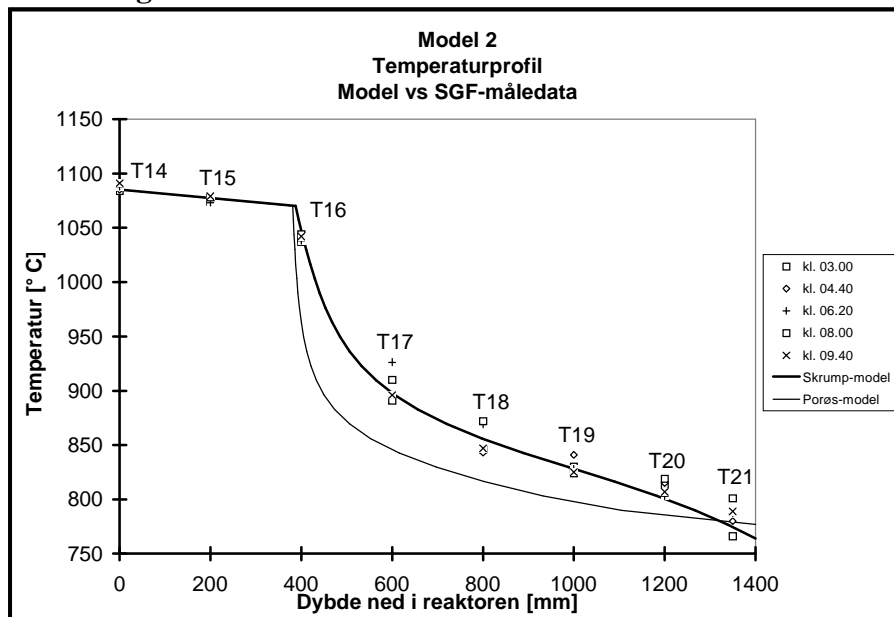
$$\frac{dM'_{\text{aske}}}{dt} + \frac{\partial m_{\text{aske}}}{\partial x} = 0$$

Under antagelse af at asken forbliver inaktiv under forgasningen kan omsætningsgraden beskrives som (se afsnit 5.2.11):

$$X = 1 - \frac{y_{\text{aske},0}}{y_{\text{aske}}}$$

De andre ligninger og partikellmodellerne er som i model 1.

Temperaturmålinger



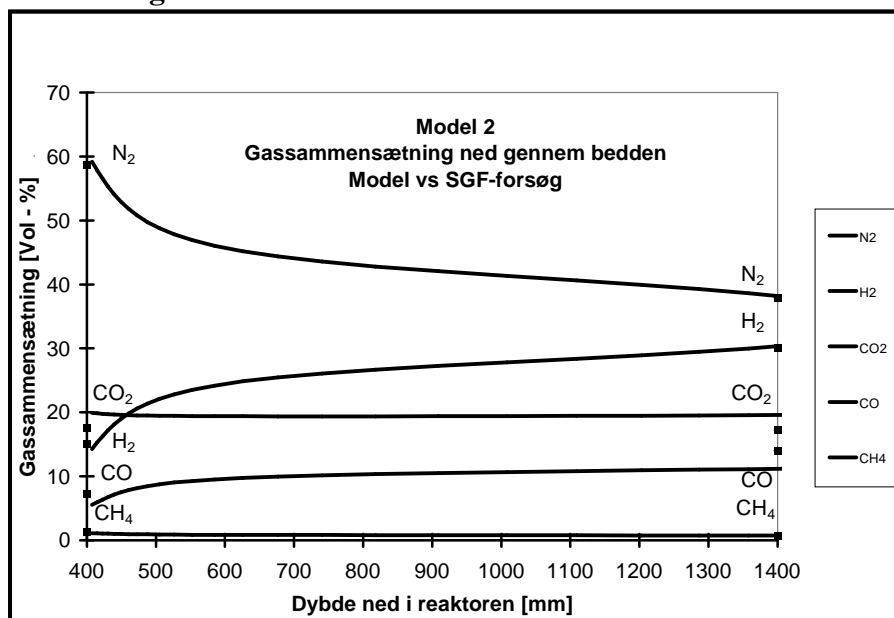
Figur 8.3 Målte temperaturer (datamærker) sammenlignet med resultater fra model 2 (fuldt optrukne linier).

På figur 8.3 ses det, at med model 2, der tager hensyn til omsætningsgradens betydning for reaktiviteten, opnås der en præcis beregning af temperaturen ned gennem koksbedden. Denne gode beregning af temperaturprofilen opnås vel at mærke, hvis partikelomsætningen beskrives ved skrup-modelle. Den porøse partikelmodel beregner stadig for lave temperaturer ned gennem koksbedden, og giver dermed ikke en tilfredsstillende beskrivelse af temperaturprofilen.

I modellen for den skrumpende partikel antages det at omsætningen af koksen sker på partiklens ydre overflade. Dette underbygges af at der benyttes store partikler, der samtidig har en høj reaktivitet. Herved forbruges forgasningsmidlet inden det trænger dybt ind i partiklen og der skabes diffusions begrænsende forhold (Laurendeau, 1978).

Som følge heraf vil omsætningsgraden blive uensartet ind gennem partiklen. Dette forhold vil være indeholdt i målinger foretaget med makroTGA under tilsvarende forhold. Derimod skal der korrigeres for massetransport når reaktiviteten er bestemt med en traditionel TGA, da der her søges skabt kinetikbegrænsede forhold gennem brug af små partikelstørrelser.

Gassammensætning



Figur 8.4 Målt gassammensætning over og under koksbedden (datamærker), sammenlignet med beregnet gassammensætning (model 2) ned gennem koksbedden (fuldt optrukne linier).

Model 2 beregner de samme gaskoncentrationer over og under bedden, som blev beregnet med model 1. Ved at sammenligne figur 8.2 med figur 8.4 ses det at model 2 giver et noget fladere profil end ved model 1.

Samlet koksmasse

Model 2 beregner den samlede masse af reaktoren til at være 17,4 kg, hvilket er ca. 40 % lavere end den målte værdi på 28,7 kg.

8.1.5 Model 3

En af antagelserne i model 1 og model 2 var, at faststof- og gasfasen har samme temperatur i ethvert tværsnit af reaktoren.

I model 3 undersøges hypotesen om hvorvidt der er væsentlig forskel mellem gas og faststof-temperaturerne samt hvilken betydning denne temperaturdifference måtte have for omsætningshastigheden af koksen.

Dette sker ved at separere gas og kokstemperaturen og beregne udvekslingen af varme mellem disse to faser. Energien overføres ved stråling og konvektion mellem koksen og gassen. Herved fås følgende led for henholdsvis stråling og konvektion:

Stråling:

(Appendiks 5: "stråling")

$$\dot{Q}_{\text{koks}} = \epsilon_{\text{gas}} \cdot \sigma \cdot T_{\text{gas}}^4 + (\tau - 1) \cdot \frac{\sigma \cdot \left(\frac{\epsilon_{\text{koks}}}{\rho} \cdot T_{\text{koks}}^4 + \epsilon_{\text{gas}} \cdot T_{\text{gas}}^4 \right)}{\frac{1}{\rho} - \tau}, \quad \left[\frac{W}{m^2} \right] \quad (5.21)$$

$$\text{hvor: } \epsilon_{\text{gas}} = 0,019 \quad \epsilon_{\text{koks}} = 0,86 \quad \tau = 0,981 \quad \rho = 0,14 \quad \sigma = 5,670 \cdot 10^{-8} \frac{W}{m^2 \cdot K^4}$$

Konvektion:

(Appendiks 4: "konvektion")

$$d\dot{Q} = h_{\text{loc}} \cdot (a \cdot S \cdot dz) \cdot (T_{\text{koks}} - T_{\text{gas}}), \quad [W] \quad (5.22)$$

$$\text{hvor: } h_{\text{loc}} = \frac{0,91 \cdot \text{Re}^{-0,51} \cdot \psi \cdot c_{p,g} \cdot G_0}{\left(\frac{\hat{c}_p \cdot v}{k} \right)_f} = 44,8 \frac{W}{m^2 \cdot K} \quad (5.22a)$$

Dette giver følgende udtryk for den samlede varmeoverføring mellem gassen og koksen.

$$\dot{Q}_{\text{koks}} = \left[\epsilon_{\text{gas}} \cdot \sigma \cdot T_{\text{gas}}^4 + (\tau - 1) \cdot \frac{\sigma \cdot \left(\frac{\epsilon_{\text{koks}}}{\rho} \cdot T_{\text{koks}}^4 + \epsilon_{\text{gas}} \cdot T_{\text{gas}}^4 \right)}{\frac{1}{\rho} - \tau} + h_{\text{loc}} \cdot (T_{\text{gas}} - T_{\text{koks}}) \right] \cdot a \cdot S \cdot dz \quad (5.23)$$

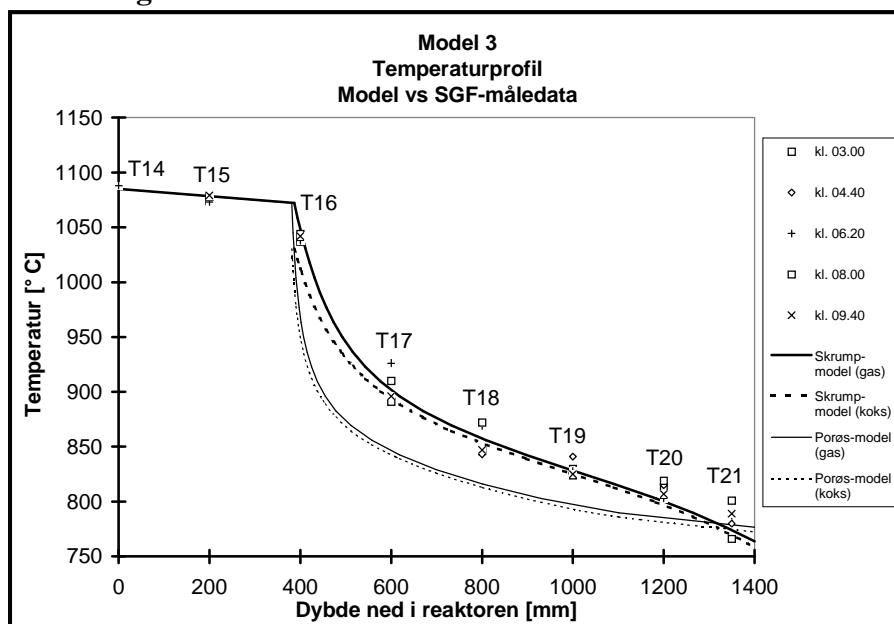
hvor a er det specifikke varmeoverførende areal $\left[\frac{\text{total partikel overflade}}{\text{reaktorvolumen}} \right]$

og $S \cdot dz$ er reaktorvolumet.

Det øvrige ligningssystem er identisk med det ligningssystem der blev anvendt i model 2.

Dog beregnes water-gas shift ligevægten som funktion af gastemperaturen og tilsvarende bestemmes reaktiviteten som funktion af den beregnede kokstemperatur.

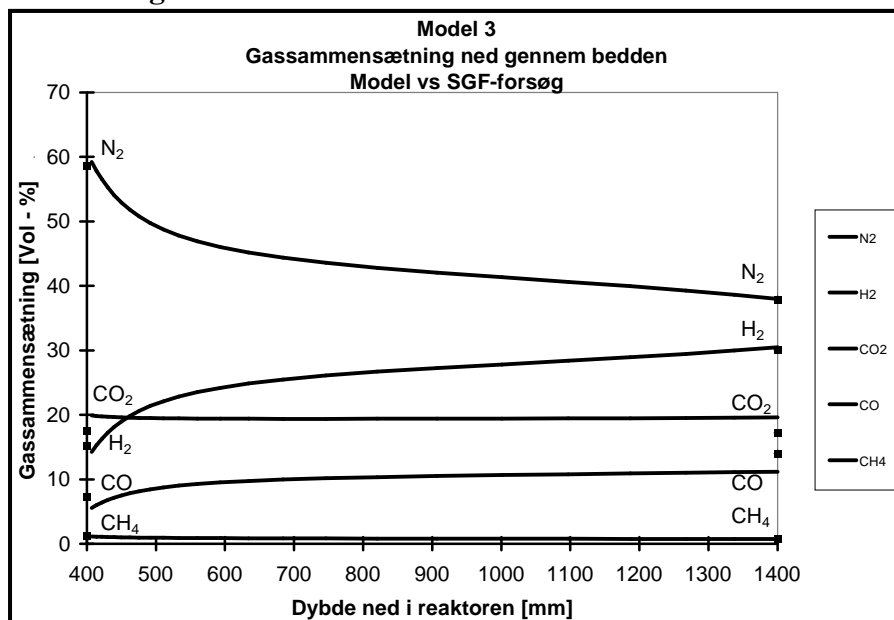
Temperaturmålinger



Figur 8.5 Målte temperaturer (datamærker) sammenlignet med resultater fra model 3 (fuldt optrukne linier).

Det ses af figur 8.5, at der ikke er ret stor forskel mellem kokstemperaturen og gastemperaturen, ned gennem bedden (mindre end 5 °C, størstedelen af koksbedden). Dette bekræfter antagelsen om at der kan benyttes samme temperatur for koks og gas. Figuren viser tillige, at det stadig er modellen med den skrumpende partikel, der bedst beskriver kokspartiklerne under omsætningen. Det ses tillig ved sammenligning af figur 8.3 & 8.5, at model 2 og model 3 beregner næsten identiske temperaturprofiler.

Gassammensætning



Figur 8.6 Målt gassammensætning over og under koksbedden (datamærker), sammenlignet med beregnet gassammensætning (model 3) ned gennem koksbedden (fuldt optrukne linier).

Model 3 beregner den samme gassammensætning, som det blev fundet med model 2.

Samlet koksmasse

Model 3 beregner den samlede masse af reaktoren til at være 19,3 kg, hvilket er ca. 33 % lavere end den målte værdi på 28,7 kg. Model 3 bestemmer dermed den totale masse en anelse bedre end model 2.

8.1.6 Gasmængde og brændværdi

De tre versioner af den dynamiske model beregner alle en øvre og nedre brændværdi på hhv. 5,6 MJ/Nm³ og 5,0 MJ/Nm³. Under SGF-forsøget blev den øvre brændværdi målt til at være 6,0 – 6,2 MJ/Nm³ (Bentzen et. al., 1998). Forskellen ligger i at modellen bestemmer en CO-koncentration på 11,2 %, hvor der under forsøget blev målt en CO-koncentration på 14 % (tør basis).

Gasflowet blev ikke bestemt under forsøget, da der blev produceret mere gas end gasmåleren var i stand til at måle. Modellerne bestemte gasproduktionen til at være 82,4 Nm³/h og 56,8 Nm³/h på henholdsvis våd og tør basis. Dette er noget større gasflow, end der almindeligvis er målt under forsøg med 100 kW-anlægget, hvor der normalt ikke produceres over 60 Nm³/h og 50 Nm³/h henholdsvis våd og tør gas.

8.1.7 Partikelmodel

To mulige partikelmodeller blev undersøgt. Den ene partikelmodel byggede på antagelsen om at reaktionerne kun skete på den ydre overflade (skrumpmodel) og den anden model byggede på antagelsen om at der sket reaktioner i hele volumenet (porøs model). Dermed blev to yderpunkter undersøgt og ved sammenligning med de målte temperaturer, blev det vurderet at kun skrumpmodellen gav en rimelig beskrivelse af partikelomsætningen. Dette underbygges af at der efter forsøget blev målt en meget høj massefylde af koksbedden ($\rho = 172 \text{ kg/m}^3$). Forud for forsøget blev massefylden af en enkelt pyrolyseret SGF-blok bestemt til 465 kg/m³ (Henriksen & Nielsen, pre., 1997). Under antagelse af bulkdensiteten er det halve af den enkelte partikels massefylde fås at den gennemsnitlige massefylde blot er mindsket med 25 %.

8.1.8 Konklusion

Der blev demonstreret tre forskellige versioner af den dynamiske model for koksbedden og resultaterne blev sammenlignet med målinger, der er foretaget under SGF-forsøget. Alle tre modeller gav en god bestemmelse af gassammensætningen over og under koksbedden.

Det viste sig at det var nødvendigt at tage hensyn reaktivitetens afhængighed af omsætningsgraden, for at opnå en korrekt bestemmelse af temperaturerne ned gennem koksbedden. Den bedste beskrivelse af temperaturprofilet i koksbedden fås ved at benytte en partikelmodel, hvor det antages at koksens massefylde er uændret gennem forgasningen (skrumpmodellen).

I model 3 blev antagelsen om at gas og koks har samme temperatur undersøgt. Det blev vist at varmeoverføringen ved stråling og konvektion var så høj at temperaturforskellen mellem de to faser blev så lille, at den kunne negligeres.

8.2 Uge 37 – forsøg sammenlignet med modelresultater

I dette kapitel vil modellen for koksreaktoren blive sammenlignet og forsøgt verificeret mod to måleserier, der blev gennemført under uge 37 forsøget. I det første tilfælde vil modellen blive sammenholdt med data fra forsøgskørslen, der blev målt efter 10-12 timers uændret drift med 100 kW-forgasseren. I det andet tilfælde er dataene registreret en time efter at driften er ændret fra fuld last til ¼ last. Således vil der blive set på et tilfælde, hvor anlægget er i en relativ stationær driftstilstand og et tilfælde, hvor driftstilstanden kort forinden er ændret drastisk.

8.2.1 Modelgrundlag

Til at beskrive forholdene i koksbedden benyttes ligningssystemet, der blev udledt i afsnit 5.2.

Energibevarelse:

$$\sum \frac{d(M' \cdot u)}{dt} + \sum \frac{\partial(m \cdot h)}{\partial x} = Q' \quad (5.12)$$

Massebevarelse for koks og gas:

$$\frac{dM'_{\text{koks}}}{dt} + \frac{\partial m_{\text{koks}}}{\partial x} = \dot{\Gamma}_{\text{koks}} = \frac{dW_{\text{koks}}}{dt} \quad (5.13)$$

$$\frac{\partial m_{\text{gas}}}{\partial x} = \dot{\Gamma}_{\text{koks}} = - \frac{dW_{\text{koks}}}{dt} \quad (5.14)$$

Gasserne H₂O, CO, H₂ og CO₂ er i ligevægt efter water-gas shift reaktionen:

$$K_a(T) = \frac{[H_2O] \cdot [CO]}{[H_2] \cdot [CO_2]} \quad (5.15)$$

Bøgekoksens reaktivitet bliver beskrevet ved:

$$R = \frac{k_{1,fw} \cdot p_{H_2O} + k_{1,fc} \cdot p_{CO_2}}{1 + \frac{k_{1,fw}}{k_3} \cdot p_{H_2O} + \frac{k_{1,fc}}{k_3} \cdot p_{CO_2} + \frac{k_{1,bw}}{k_3} \cdot p_{H_2} + \frac{k_{1,bc}}{k_3} \cdot p_{CO}} \cdot f(X) \quad (5.16c)$$

og data blev præsenteret i afsnit 6.2:

$k_{10,fw}$	$= 7,531 \cdot 10^7$	$[s^{-1} \cdot atm^{-1}]$	$E_{10,fw}$	$2,11 \cdot 10^5$	$[J/mol]$
$k_{10,bw}$	$= 3,282 \cdot 10^6$	$[s^{-1} \cdot atm^{-1}]$	$E_{10,bw}$	$1,52 \cdot 10^5$	$[J/mol]$
$k_{10,fc}$	$= 3,270 \cdot 10^8$	$[s^{-1} \cdot atm^{-1}]$	$E_{10,fc}$	$2,48 \cdot 10^5$	$[J/mol]$
$k_{10,bc}$	$= 2,016 \cdot 10^8$	$[s^{-1} \cdot atm^{-1}]$	$E_{10,bc}$	$2,17 \cdot 10^5$	$[J/mol]$
k_{30}	$= 2,458 \cdot 10^7$	$[s^{-1} \cdot atm^{-1}]$	E_{30}	$2,14 \cdot 10^5$	$[J/mol]$

$$f(X) = 32,174 \cdot X^6 - 57,172 \cdot X^5 + 46,096 \cdot X^4 - 16,043 \cdot X^3 + 2,924 \cdot X^2 + 0,2972 \cdot X + 0,5286$$

Omsætningsgraden bestemmes på baggrund af det aktuelle askeindhold:

$$X = 1 - \frac{y_{\text{aske},0}}{y_{\text{aske}}} \quad (5.18)$$

hvor $y_{\text{aske}} = \frac{m_{\text{aske}}}{m_{\text{koks}}}$ og $y_{\text{aske},0} = \frac{m_{\text{aske},0}}{m_{\text{koks},0}}$

m_{aske} og m_{koks} er den aktuelle masse af koks og aske.

$m_{\text{aske},0}$ og $m_{\text{koks},0}$ er massen af koks og aske ved begyndelsen.

$$\frac{dM'_{\text{aske}}}{dt} + \frac{\partial m_{\text{aske}}}{\partial x} = 0 \quad (5.19)$$

Til at beskrive koksens massefylde som funktion af omsætningsgraden undersøges to partikelmodeller:

Porøs model:

$$\rho(X) = \rho_0 \cdot (1 - X) \quad (5.20a)$$

Skrumpemodel:

$$\rho(X) = \rho_0 \quad (5.20b)$$

Dette ligningssystem benyttes sammen med inputmodellen, der er beskrevet i afsnit 5.2.15. Denne inputmodel fastlægger systemets tilstand ved indgangen til koksbedden, i form af massestrømme og temperaturer af de indgående komponenter. Dette sker på basis af de valgte styringsvariable dvs. flow og temperatur af flis, damp og luft, sammen med analysedata af flisen og et estimat for reaktorens varmetab.

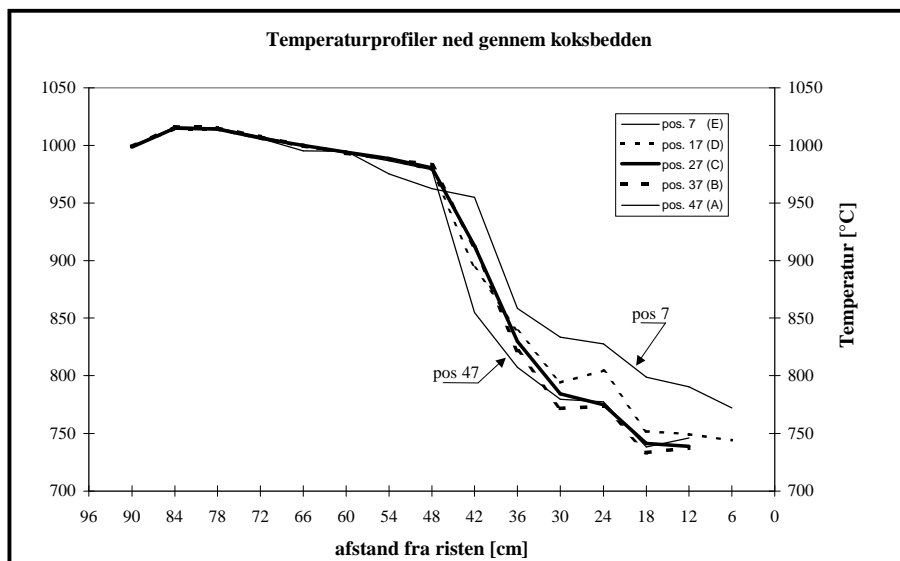
8.2.2 Sammenligning mellem model og forsøgskørsel ved fuld last

Som nævnt ovenfor blev data for luft- og dampflow og brændselsforbrug målt under forsøget. Disse blev sammen med flisdata benyttet som input til modellerne.

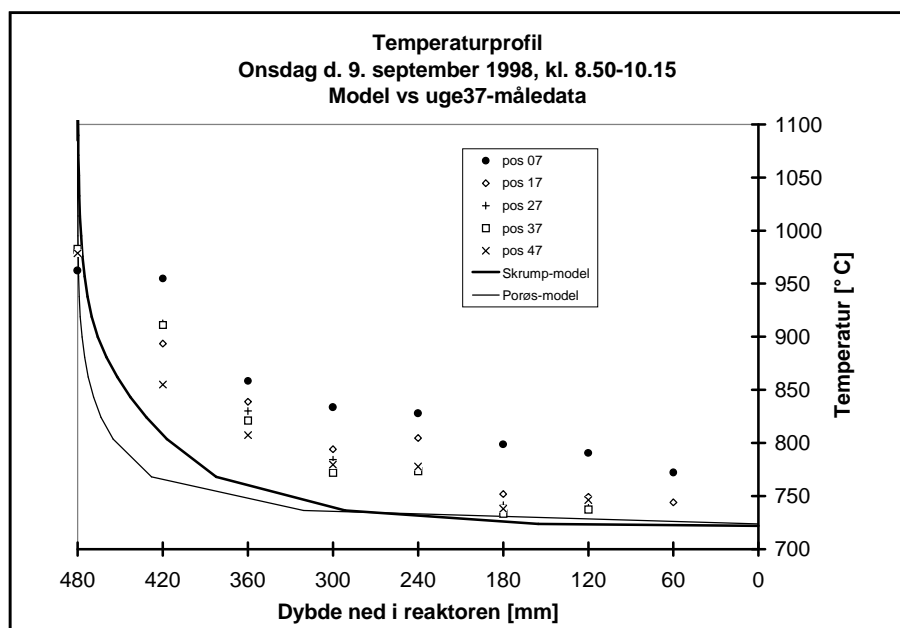
Onsdag d. 9/9 1998, kl. 00.00-14.00	
Effekt:	≈ 100 kW
Brændselsforbrug:	24,8 kg/h
Fugtindhold i brændsel	26,5 %
Lufttilsætning:	24,9 kg/h
Damptilsætning:	7,0 kg/h
Forvarmningstemp. luft:	≈ 469 °C
Forvarmningstemp. damp:	≈ 458 °C

Tabel 8.2 Forsøgsdata ved fuldlastdrift.

Temperaturer



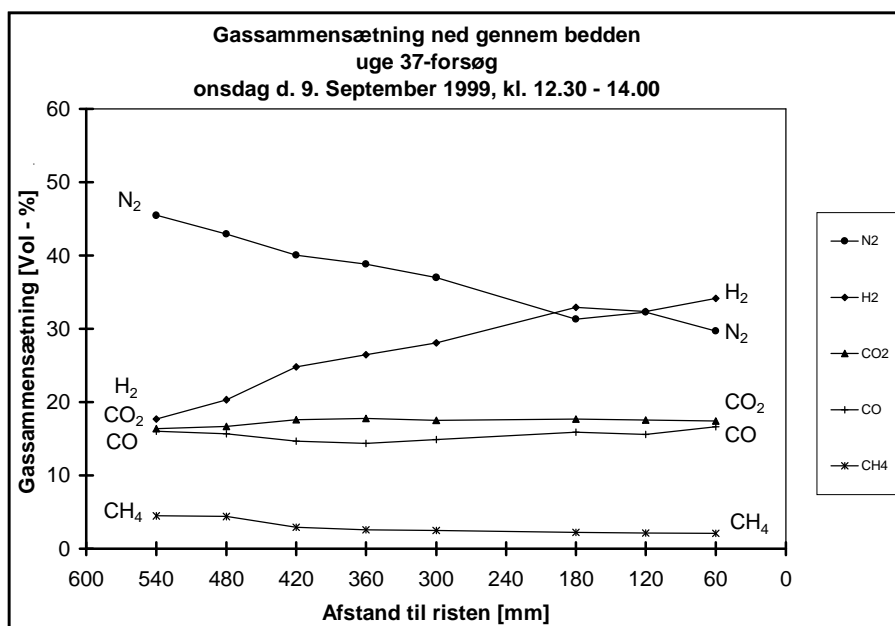
Figur 8.7 Temperaturprofiler ned gennem koksreaktoren, målt på fem positioner i et tværsnit.



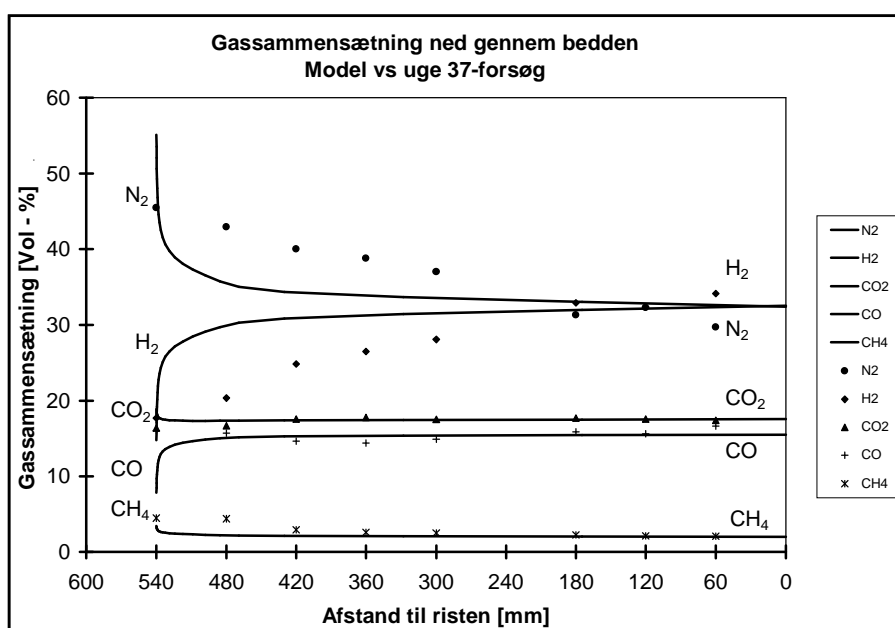
Figur 8.8. Sammenligning mellem målte temperaturprofiler (datamærker) og temperaturprofiler bestemt med model (fuldt optrukne linier).

Det ses af figur 8.8, at modellen bestemmer et markant større temperaturfald i toppen af bedden, end der måles under forsøgskørslen. Tilsvarende bestemmes temperaturen ved indgangen også ca. 100 °C for højt. Derimod giver modellen en god bestemmelse af udgangstemperaturen (ca. 740 °C) fra koksbedden.

Gassammensætning



Figur 8.9. Målt gassammensætning ned gennem koksbedden ved fuld last.



Figur 8.10 Sammenligning mellem målt gassammensætning (datamærker) og modelleret gassammensætning ved brug af skrumpemodel for partikelomsætning (fuldt optrukken linie).

Figur 8.10 viser at i toppen af koksbedden beregner modellen en betydeligt lavere værdi for CO-koncentrationen, end der blev målt samme sted (hhv. 8 % og 16%). N₂-koncentrationen, der er bestemt ved differens, måles til en tilsvarende lavere værdi. En beregning af gassammensætningen i toppen ved 980 °C (nær den målte temperatur, figur 8.7), istedet for den beregnede temperatur, giver kun en koncentrationsændring af H₂, CO og CO₂ på ca. 1 % på tør basis.

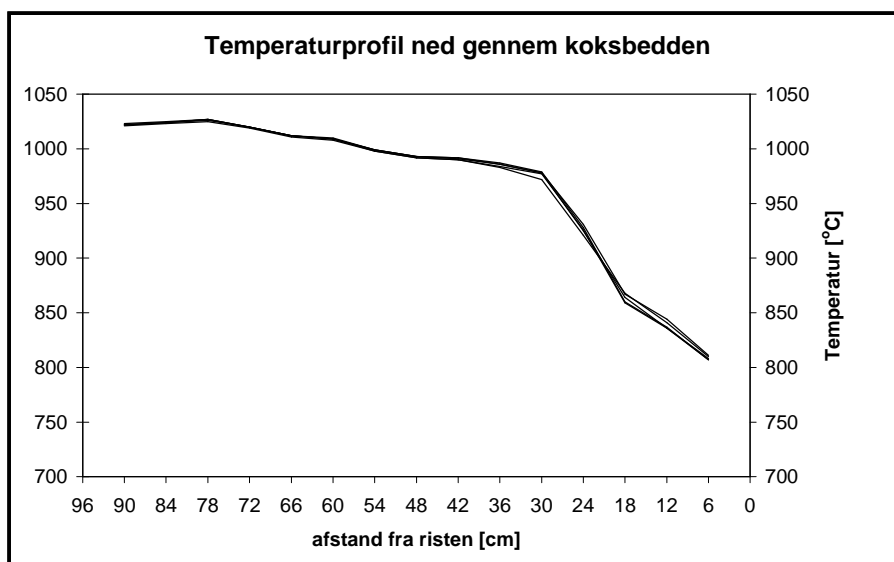
Dermed kan forskellen mellem den målte og den beregnede gassammensætning i toppen ikke forklares ved at modellen bestemmer temperaturen for højt. Modellen forudser også at ændringen i gassammensætningen i den øverste halvdel af koksbedden vil være meget kraftigere end den ændring der faktisk måles her.

I den nederste del af koksbedden er der derimod en god overensstemmelse mellem den beregnede og den målte gassammensætning og modellen beregner således den korrekte temperatur og sammensætning af produktgassen efter koksbedden.

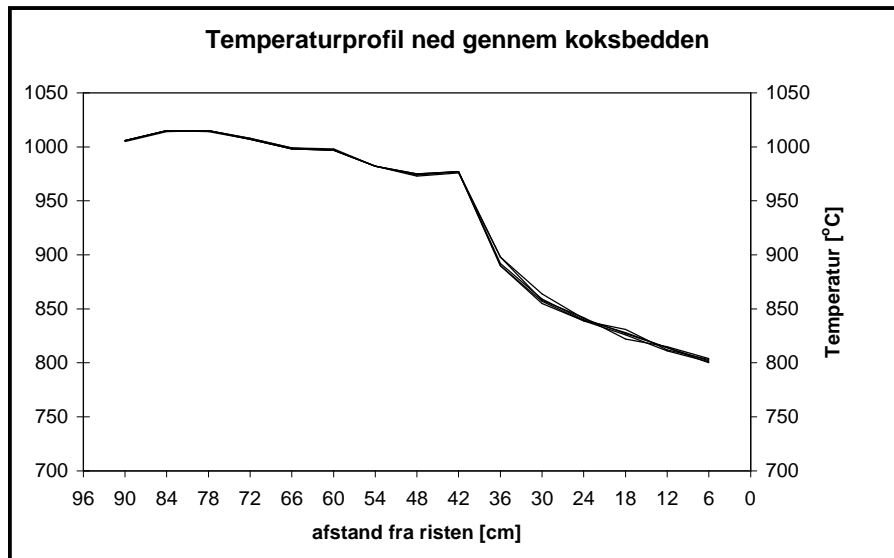
Bedhøjde

Den dynamiske model af koksbedden beskriver hvorledes højden af bedden ændrer sig med tiden fra en tilstand til en anden. Det er ikke muligt at bestemme denne ændring af bedhøjden eksplicit under kørsel med forsøgsanlægget, da der ikke er installeret en højdemåler i koksbedden.

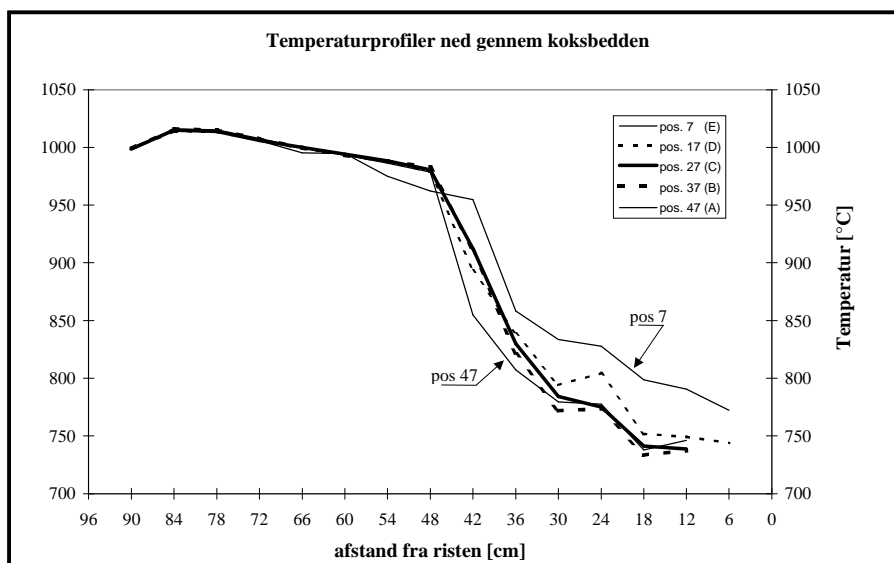
Ved brug af flere temperaturfølere i koksreaktoren er dog muligt at foretage en implicit bestemmelse af bedhøjden. Således findes toppen af koksbedden som den position, hvor der sker et kraftigt temperaturfald, som følge af de stærkt endoterme reaktioner i forbindelse med forgasning af koks (figur 8.11). Ved at sammenligne med figur 8.11, ses det at toppen af koksbedden ved midnat ligger i en højde af ca. 30 cm over risten.



Figur 8.11 Målt temperaturprofil kl. 00.00 (Fra 2 min. før til 2 min. efter midnat, med 1 min. interval). Målingen er gennemført på position 07.

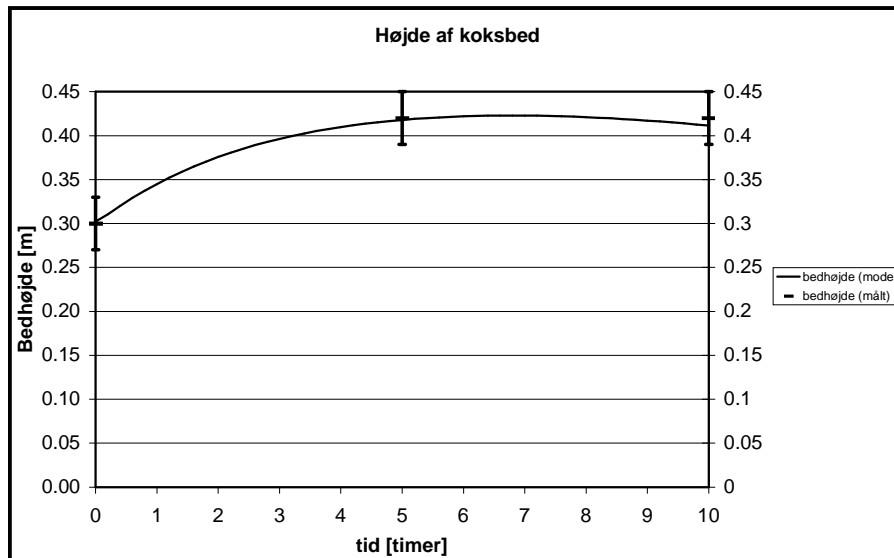


Figur 8.12 Målt temperaturprofil kl. 05.00 (Fra 2 min. før til 2 min. efter kl. 5, med 1 min. interval). Målingen er gennemført på position 07.



Figur 8.13 Målte temperaturprofiler mellem kl. 08.50 og kl. 10.15

I figur 8.11 kan det aflæses at kl. 00.00, hvor luft- og damptilførslen er bragt på plads, (figur 7.10, afsnit 7.2.2) er bedhøjden ca. 30 cm høj, svarende til at der ca. 4,8 kg koks i reaktoren. Efter 5 timers uændret drift er bedhøjden steget til ca. 42 cm (figur 8.12), svarende til ca. 6,7 kg koks. Efter yderligere 5 timers uændret drift har bedden en uforandret højde på ca. 42 cm (figur 8.13). Til at bestemme bedhøjden er benyttet at den gennemsnitlige massefylde er bestemt til $81,6 \text{ kg/m}^3$. (Appendiks 10: "Tømning af koksbed efter uge 37")



Figur 8.14 Målt bedhøjde sammenlignet med modelresultater (fuldt optrukket linie).

Modellen benyttes med en startvægt på 404 mol koks (0,30 m) og efter 10 timers kørsel (svarende til tiden for temperaturmålingerne i figur 8.12) giver modellen en total koksmasse på 549 mol (0,41 m), altså en stigning på 1,8 kg koks. Målingen baseret på temperaturprofilerne gav, at på 10 timer var bedhøjden steget til 0,42 m, svarende til at massen af koks er øget med 1,9 kg. Det ses tillige af figur 8.14 at modellen beregner en bedhøjde efter 5 timers drift, der er identiske med den målte bedhøjde. Dermed må bestemmelsen af koksbedhøjden siges at være god.

Gas- og kondensatproduktion

I tidsintervallet mellem kl. 03.00 og kl. 09.00, altså indefor det aktuelle tidsrum, bestemmes det tørre gasflow under forsøget til 47,0 Nm³/h. (Bentzen et.al, 1999)

Modellen giver tilsvarende et tørt gasflow på 47,5 Nm³/h.

Kondensatet blev målt til at have været 8,9 kg/h i måleperioden, inklusive restfugt i produktgassen. Tilsvarende giver modellen en kondensatproduktion på 10,0 kg/h efter 10 timers kørsel fra kl. 00.00.

Brændværdi

Øvre og nedre brændværdi bliver i tidsrummet mellem kl. 03.00 og kl. 09.00 målt til at være henholdsvis 7,2 MJ/Nm³ og 6,4 MJ/Nm³. Modellen bestemmer en øvre og nedre brændværdi på henholdsvis 6,9 MJ/Nm³ og 6,2 MJ/Nm³.

8.2.3 Sammenligning mellem model og forsøgskørsel ved kvart last

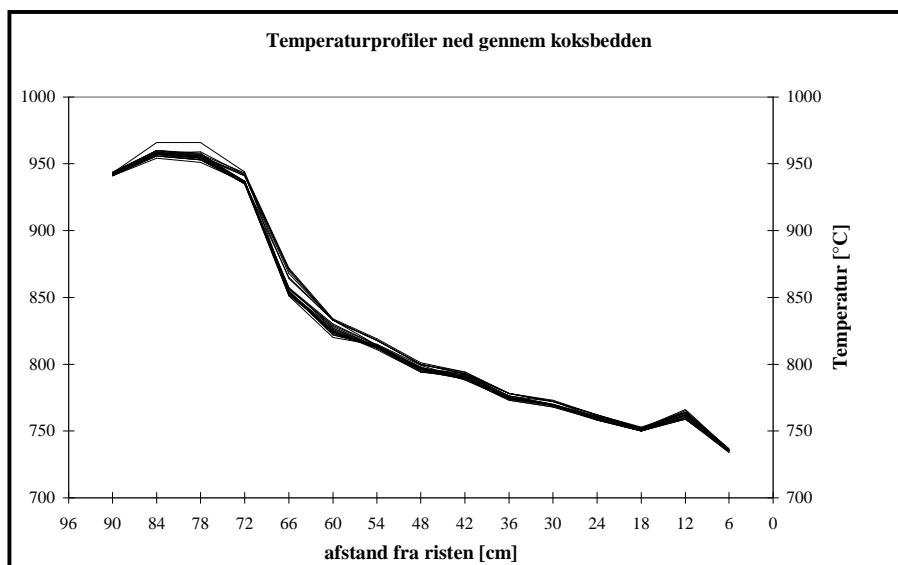
I dette tilfælde omstilles fra stabil drift ved fuld last til 1/4-last drift, med det formål at spare brændsel for at have nok til at fuldføre de ønskede måleserier. Dette sker ved midnat, natten mellem den 9. og 10. september.

Brændselsforbruget og luft- og dampflow blev målt under forsøget og blev sammen med flisdata benyttet som input til modellerne.

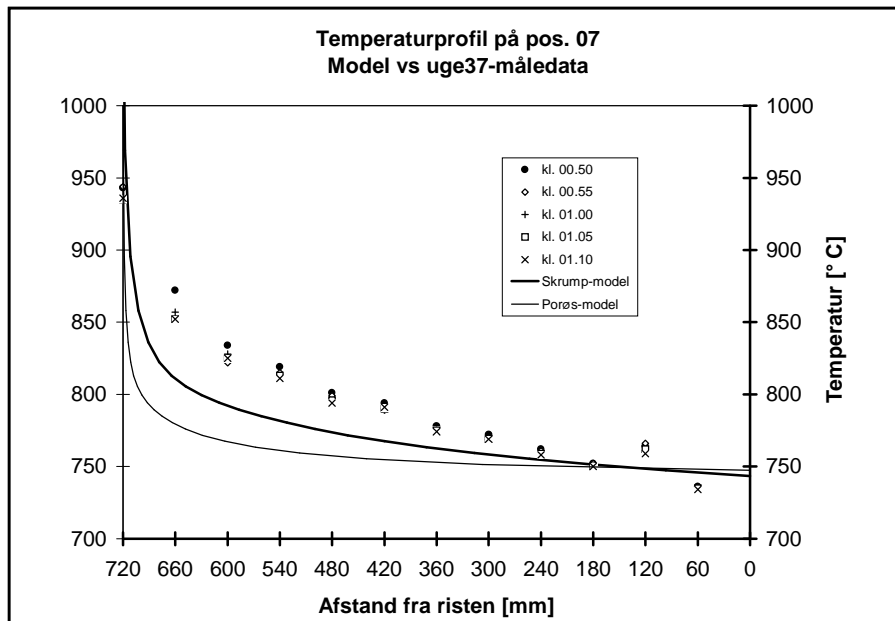
Torsdag d. 10/9 1998, kl. 00.00-07.30	
Effekt:	≈ 25 kW
Brændselsforbrug:	6,2 kg/h
Fugtindhold i brændsel	19 %
Lufttilsætning:	9,3 kg/h
Damptilsætning:	0,0 kg/h
Forvarmningstemp. luft:	≈ 384 °C
Forvarmningstemp. damp:	≈ 314 °C

Fugtindholdet i brændslet er noget lavere end det har været hidtil i forsøget. Den anvendte værdi er fundet på baggrund af de fugtmålinger, der løbende blev foretaget under forsøget.

Temperaturer



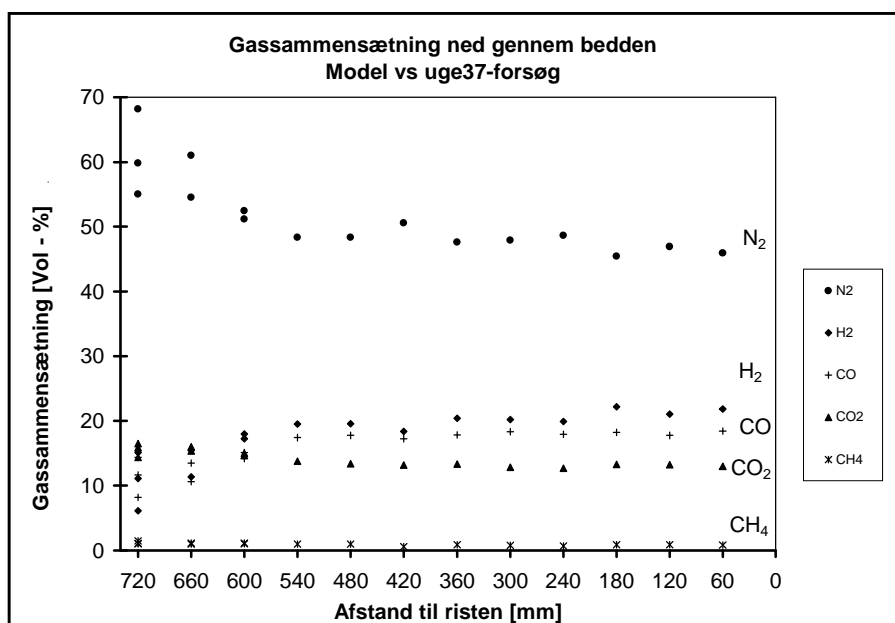
Figur 8.15 Temperaturprofiler ned gennem koksreaktoren, målt på position 07 i tidsrummet, en time efter omskift fra fuldlast til 1/4-last drift



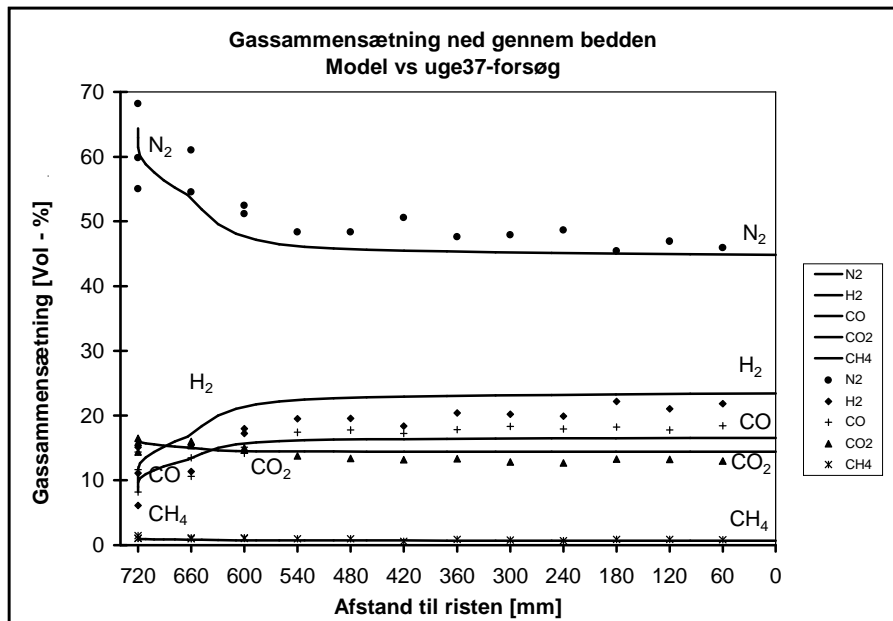
Figur 8.16 Sammenligning mellem målte temperaturprofiler (datamærker) og temperaturprofiler bestemt med model (fuldt optrukne linier).

På figur 8.16 ses at modellen bestemmer en for høj temperatur ved indgangen til koksbedden og desuden bliver temperaturfaldet overestimeret i den øverste del af koksbedden. Disse karakteristika blev også fundet, da modellen blev sammenlignet med forsøgsskørsel ved fuld last (figur 8.8). Derimod giver modellen også ved 1/4-last en god bestemmelse af udgangstemperaturen (ca. 745 °C) fra koksbedden, bestemt en time efter skiftet fra fuldlast drift til 1/4-last drift.

Gassammensætning



Figur 8.17 Målt gassammensætning ned gennem koksbedden en time efter omstilling til 1/4-last

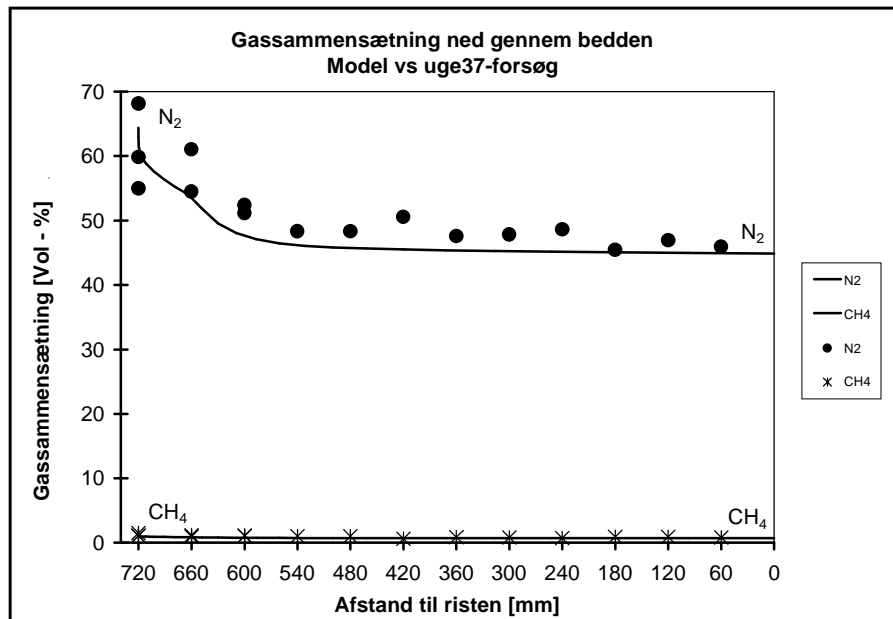


Figur 8.18 Sammenligning mellem målt gassammensætning (datamærke) og modelleret gassammensætning ved brug af skrumpemodell for partikelomsætning (fuldt optrukne linier).

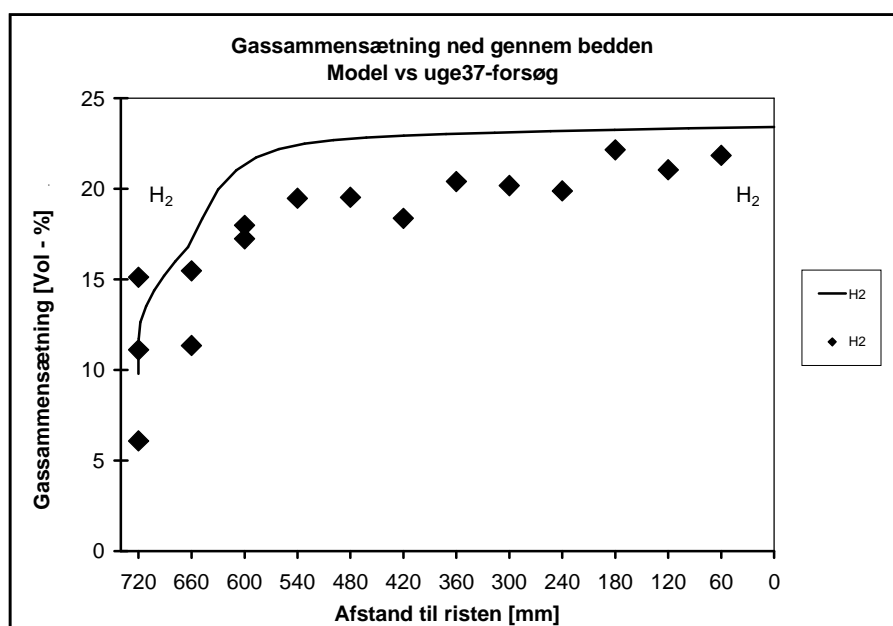
Det ses umiddelbart af figur 8.18, at modellen giver en rimelig god bestemmelse af gassammensætningen i koksbedden. Det ses også af figur 8.18 at både model og forsøg indikerer, at det kun er i den øverste ¼ af bedden at der sker koksomsætning af praktisk betydning. Dette ses ved at indholdet af N_2 ikke mindskes yderligere ned gennem bedden, efter at have passeret de øverste 180 mm af koksbedden.

En sammenligning med figur 8.15 viser at i de nederste ¾ af koksbedden er temperaturen under $800\text{ }^{\circ}\text{C}$. Koksbedden er i dette tilfælde blevet inaktiv ved en noget højere temperatur end det blev set ved fuldlast drift. Benyttes gassammensætningen ved bunden af reaktoren og beregnes reaktiviteten for disse ved $800\text{ }^{\circ}\text{C}$ (se afsnit 6.2.9) for både tilfældet med fuldlast og ¼-last drift fås at reaktiviteten (i bunden af reaktoren) ved fuldlast er $2,2 \cdot 10^{-5}\text{ s}^{-1}$ og ved ¼-last er $1,0 \cdot 10^{-5}\text{ s}^{-1}$. Det lave indhold af H_2O i gassen forklarer dermed den lave koksomsætning, der sker allerede ved $800\text{ }^{\circ}\text{C}$ i tilfældet med ¼-last drift.

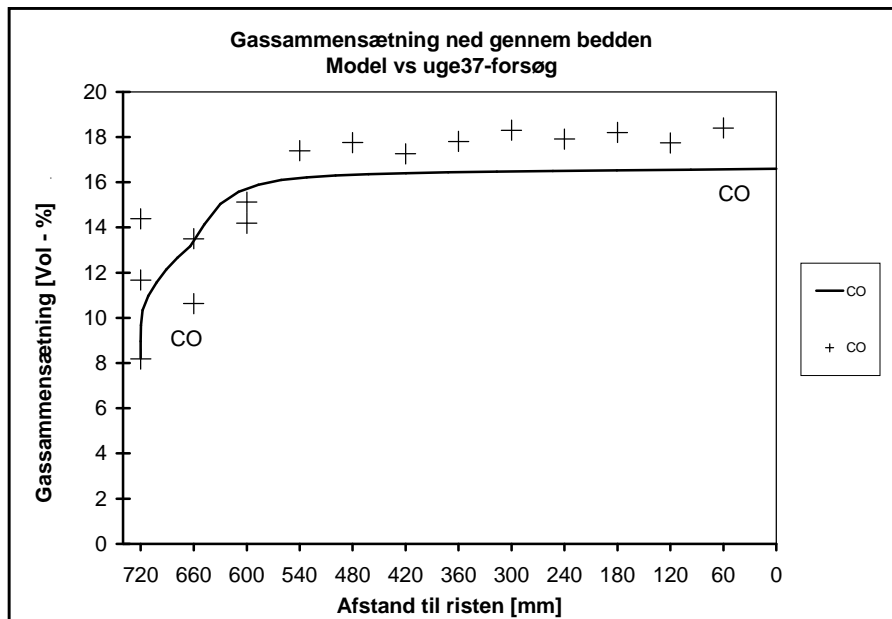
Det er ikke umiddelbart muligt af figur 8.18, at sammenligne forholdene i toppen af bedden, men dette kan gøres ved sammenligning med figurerne 8.19-8.22.



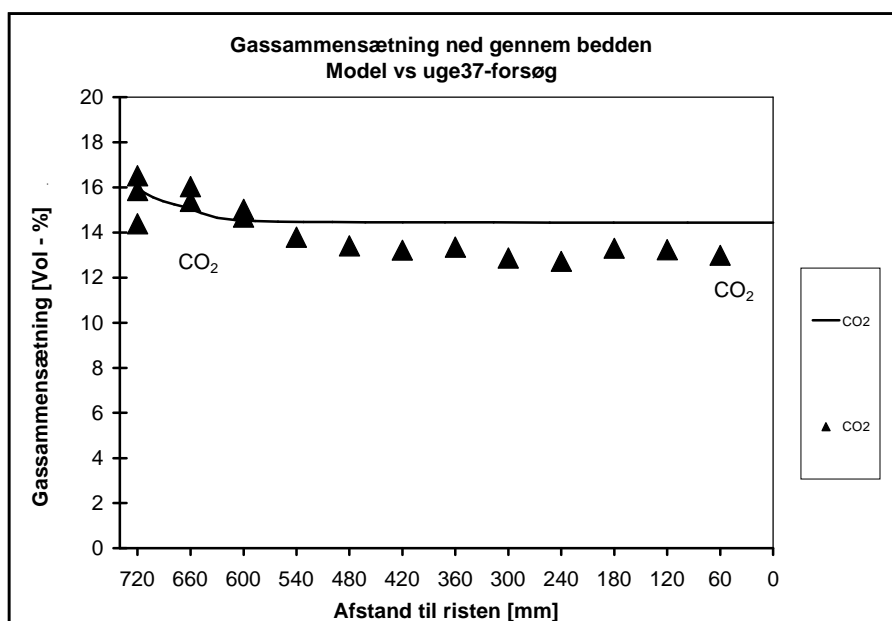
Figur 8.19 Sammenligning mellem model (fuldt optrukne linier) og forsøg for N_2 og CH_4 (datamærker).



Figur 8.20 Sammenligning mellem model (fuldt optrukken linie) og forsøg for H_2 (datamærke).



Figur 8.21 Sammenligning mellem model (fuldt optrukken linie) og forsøg for CO (datamærke).

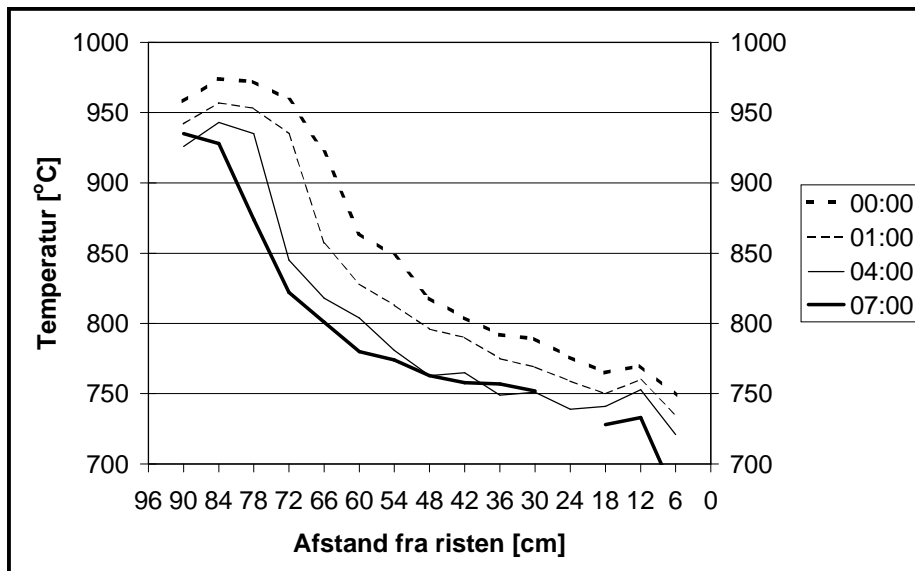


Figur 8.22 Sammenligning mellem model (fuldt optrukken linie) og forsøg for CO₂ (datamærke).

Figureerne 8.19-8.22 viser at model i dette tilfælde også giver en god beskrivelse af forholdene i toppen af koksbedden i den transiente tilstand, hvor drifttilstanden ændres fra stabil drift ved fuld last til en ny tilstand ved lav last, hvor forholdene i koksbedden med tiden bevæger sig mod en ny stabil tilstand.

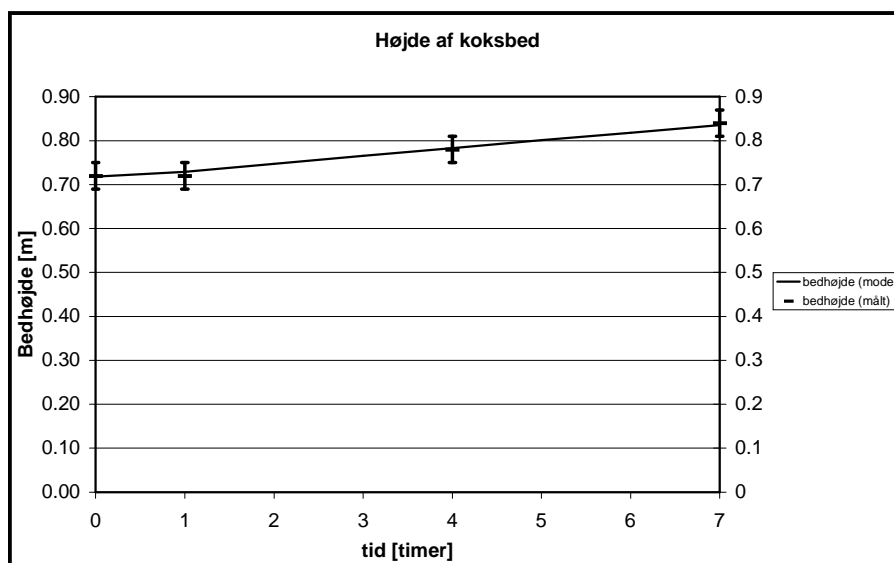
Bedhøjde

Efter at driftstilstanden er ændret til $\frac{1}{4}$ -last, vil massen af koks i bedden bevæge sig mod en ny tilstand, hvor omsætning af koks i reaktoren svarer til den aktuelle mængde koks reaktoren modtager i den nye driftstilstand.



Figur 8.23 Målte temperaturprofiler efter skift til $\frac{1}{4}$ -last, kl. 00.00. De tre første målinger er gennemført på position 07 og kl 07.00-målingen er foretaget på position 27.

At ændre bedhøjden er almindeligvis en langsommelig proces, hvilket tydeligt illustreres i figur 8.23, hvor det er vanskeligt at se nogen ændring efter en time, selv om det er en markant ændring i driftstilstand, der er foretaget. Efter yderligere seks timers drift er bedden blot steget i alt ca. 12 cm svarende til en koksophobning på ca. 1,9 kg.



Figur 8.24 Målt bedhøjde sammenlignet med modelresultater (fuldt optrukket linie).

Modellen benyttes med en startvægt på 959 mol koks (11,5 kg), svarende til en bedhøjde på ca. 72 cm (figur 8.23) og efter en times kørsel (svarende til tiden for gasmålingerne i figur 8.19-8.22) giver modellen en forøgelse af koksmassen med 0,2 kg. Efter syv timers drift beregner modellen en total koksmasse på 13,4 kg (0,84 m), altså en stigning på 1,9 kg koks. I dette tilfælde beregner modellen den samme stigning i koksbeddens højde som der blev målt. Også for det mellemliggende tidsrum bestemmer modellen den målte bedhøjde (figur 8.24).

Gas- og kondensatproduktion

Der blev ikke bestemt gasflow og kondensat under driften med lav last, hvorfor modellen på dette område ikke kan sammenholdes med måldata.

Modellen giver et tørt gasflow på 12,7 Nm³/h. Tilsvarende giver modellen en kondensatproduktion på 1,5 kg/h, hvilket virker rimeligt i betragtning af at det er ved ¼-last drift og uden tilsætning af overhedet vanddamp. Ved fuld last og tilsætning af overhedet vanddamp, blev der målt en kondensatproduktion på 8,9 kg/h.

Brændværdi

Der blev ikke løbende bestemt brændværdi under ¼-last delen, pga. at der blev taget gasmålinger ned gennem koksbedden. Kl. 07.20 blev der foretaget der en måling på produktgassen, hvor den nedre brændværdi bestemmes til 5,1 MJ/Nm³. På dette tidspunkt beregnede modellen en nedre og øvre brændværdi på henholdsvis 4,9 MJ/Nm³ og 5,4 MJ/Nm³. Drift ved lav last gav altså i dette tilfælde en gas med en betydeligt lavere brændværdi, end den nedre brændværdi på 6,4 MJ/Nm³ der blev målt ved fuld last drift.

8.2.4 Konklusion

En sammenligning af modelresultater med data målt under forsøgskørsel med 100 kW-anlægget ved uge 37-forsøget viser at den dynamiske koksbedmodel generelt giver en god beskrivelse af forholdene i koksbedden.

Dog havde modellen vanskeligt ved at beskrive temperaturforholdene i toppen af koksbedden. Der blev målt en lavere starttemperatur og betydeligt fladere profil end modellen foreskriver. Mulige forklaringer på dette fænomen kan være at der sker en stor opblanding i toppen af reaktoren, evt. sammen med en omsætning af koks allerede i frirummet over koksbedden. Temperaturen i toppen af koksbedden vil også blive sænket kraftigt, hvis pyrolysen frembringer en mindre andel koks af biomassen end det er blevet bestemt ved makroTGA-forsøg. Dette kunne tænkes at forekomme som følge af pyrolysesneglens mekaniske påvirkning af koksen og hvis koksen modtager megen varme, f. eks i form af stråling fra den delvise afbrændingszone.

En anden mulig forklaring kan søges i kinetikdataene. Når temperaturen bliver høj, som den er i toppen af koksbedden, kan der forekomme diffusionbegrænsende forhold (Laurendeau, 1978) og den effektive reaktivitet bliver lavere end den rent kinetikbegrænsede reaktivitet, som ligger til grund for modellen.

Diffusionsbegrænsning betyder at forgasningsmidlet ikke når ind til centrum af kokspartiklen, før det er helt eller delvist omsat og der tillige er dannet inhiberende gasser, som også mindsker omsætningsgraden. En lavere reaktivitet betyder dermed at mindre omsættes, hvorved der bruges mindre energi og der kommer et lavere temperaturfald. Herved vil der fremkomme et fladere temperaturprofil, som det blev

målt under forsøget. Dette underbygges yderligere ved at modellen gav en bedre temperaturbestemmelse under drift ved $\frac{1}{4}$ -last (figur 8.16) end ved fuldlast (figur 8.8). Ved $\frac{1}{4}$ -last var temperaturen i toppen af koksbedden betydeligt lavere end ved fuld last målingen, hvilket kan foreklare dette, da effekten af diffusionsbegrænsning bliver større ved stigende temperatur.

Under uge 37-forsøget blev der i to tilfælde foretaget en drastisk ændring i anlæggets drifttilstand efterfulgt af en længere periode med uændrede forhold (figur 7.10). I disse to tilfælde blev de målte ændringer i højden af koksbedden sammenlignet med de tilsvarende modelresultater. I begge tilfælde gav modellen en god beskrivelse af denne dynamik (figur 8.14 og figur 8.24).

9 Parametervariation

I dette kapitel foretages en parametervariation med såvel den stationære som den dynamiske model. Først bliver den stationære model anvendt til at gennemføre parameterstudier med den totale vandtilsætning som parameter. Dernæst benyttes den dynamiske model til at bestemme koksbeddens respons i forbindelse med en pludselig ændring af driftssituationen. Endelig bliver den stationære model benyttet til at foretage en følsomhedsanalyse på brændslets grundstofsammensætning.

9.1 Stationær model af koksbedden

Den stationære model bygger på de dynamiske modeller, der er blevet beskrevet i de foregående kapitler. Tilsvarende er der anvendt kinetikdata, der er baseret på målinger lavet på bøgekoks fra uge 37. Omsætningsgradens betydning er dog ikke medtaget i reaktivitetsudtrykket i denne demonstration af den stationære model. Dette er valgt, da simuleringer med den dynamiske model viste at omsætningsgraden er meget længe om at nå stationære værdier i bunden af reaktoren. Samtidig vil der i praksis ske en fjernelse af aske og en vis del af koksen, enten sammen med asken eller i form af partikler med gassen, hvilket modellen ikke tager hensyn til. Dette taler for at den stationære tilstand for omsætningsgraden ikke vil indtræde og derfor ikke er medtaget.

Den dynamiske model er gjort stationær ved at sætte de tidsafledede til nul. Derved er en dimension (den tidslige) blevet frigjort. Det er således blevet muligt at lave stationære parameterstudier, hvor de forskellige inputparametre kan varieres.

De mulige inputparametre er:

Inputparametre	Gennemsnitlig værdi under uge 37 – forsøg
Massestrømmen af tørt træ	18,23 kg/h
Træets fugtindhold	26,50 %
Massestrømmen overheded damp	7,17 kg/h
Massestrømmen af forvarmet luft	25,84 kg/h
Temperaturen af den overhede damp	457 °C
Temperaturen af den forvarmede luft	472 °C
Varmetabet fra reaktoren (fast)	5,0 kW

Tabel 9.1 Gennemsnitsværdier for inputparametre under uge 37-forsøg

I dette kapitel vil den stationære model blive demonstreret med to eksempler, baseret på inputdata fra uge 37-forsøget. Først vil den blive vist for det tilfælde, hvor det ønskes at fastholde en konstant bundtemperatur. Dernæst vil den stationære model blive brugt til at beregne systemets tilstand, når det ønskes, at der opretholdes en konstant masse af koks i reaktoren. I begge tilfælde vil betydningen af den total vandtilsætning blive undersøgt ved at variere vandtilsætningen fra 0 kg/h til 45 kg/h.

Det er valgt at benytte den totale vandtilsætning som uafhængig variabel, da den har stor indflydelse på anlæggets øvrige driftsparametre og på sammensætningen af den producerede forgasningsgas. I praksis kan den totale vandtilsætning styres på to måder. Brændslets fugtindhold er det ene bidrag til den samlede vandtilsætning og vand tilsat

efter pyrolysen i form af overhedet vanddamp er det andet bidrag. Dermed er det muligt at styre det samlede vandflow til processen ved enten at tørre på brændslet og/eller regulere den overhedede vanddamp. Al vand betragtes i disse modelberegninger som tilsætning af fugt med flisen, således også den overhedede vanddamp. Hvorvidt vandet tilsættes i form af fugt med træet eller som overhedet vanddamp er modelmæssigt af minimal betydning.

Driftstilstanden, hvor der tilsættes mindre end to kg vand/h, betegnes som tør forgasning og svarer til at der benyttes flis med mindre end 10 % fugt og ingen overhedet damp. Når der tilsættes den samme mængde vand som tør flis (18 kg/h) betegnes denne driftstilstand som normal. Dette er historisk betinget, da en del tidligere forsøg er kørt med denne tilstand som standard (Bentzen, et. al., 1999).

9.1.1 Fast bundtemperatur i koksbedden

I dette afsnit køres modellen med en fastholdt temperatur i bunden af koksbedden. Når der køres forsøg med 100 kW-anlægget benyttes bundtemperaturen i koksbedden ofte som udgangspunkt for en styringsstrategi, hvor flowet af overhedet vanddamp og luft reguleres ind, så den ønskede bundtemperatur nås.

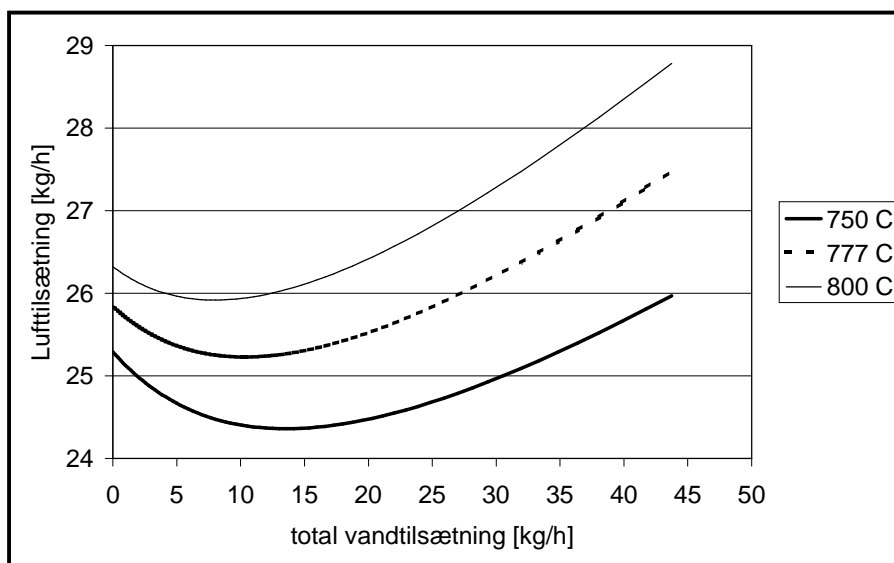
Dette forhold simuleres med den stationære model ved at variere den totale vandtilførsel og dernæst beregne den lufttilsætning, der er nødvendig for at opnå den ønskede bundtemperatur. Vandtilførslen varieres mellem 0 kg/h og 45 kg/h, svarende til at anlægget køres i en driftstilstand med henholdsvis fuldstændigt tørt brændsel, uden tilsætning af overhedet vanddamp og i en driftstilstand, hvor der benyttes flis med et fugtindhold på over 50 % sammen med tilsætning af en anseelig mængde overhedet vanddamp.

På denne basis beregner modellen koksbeddens stationære tilstand i form af bedhøjde, nødvendig lufttilsætning, temperaturen i toppen og i bunden af koksbedden, gassammensætningen på våd og tør basis, øvre og nedre brændværdi samt koldgaseffektivitet.

Simuleringen gennemføres med tre forskellige bundtemperaturer: 800 °C, 777 °C og 750 °C.

Herved bliver det temperaturinterval afdækket, som der normalt køres med under forsøg (750°C/800 °C). Bundtemperaturen på 777 °C er medtaget for at kunne sammenligne med en serie målinger, der blev udført under uge 37-forsøget (Bentzen, et. al., 1999)

Lufttilsætning



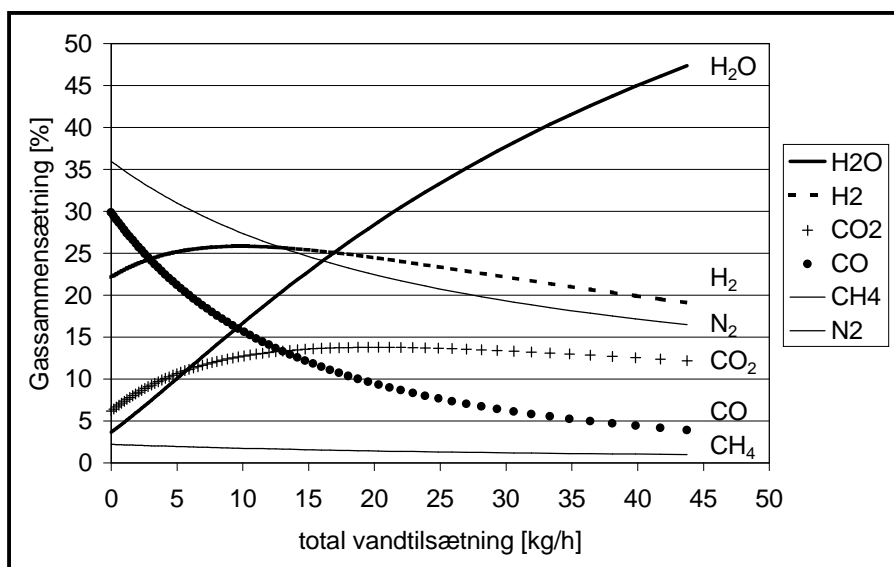
Figur 9.1 Lufttilsætning som funktion af den totale vandtilsætning. Tre forskellige fastholdte bundtemperaturer.

Det ses af figur 9.1. at lufttilsætningen har et minimum ved en vandtilsætning på 8 kg/h når bundtemperaturen er på 800 °C. Dette minimum flyttes til en vandtilsætning på 14 kg/h, når bundtemperaturen sænkes til 750 °C.

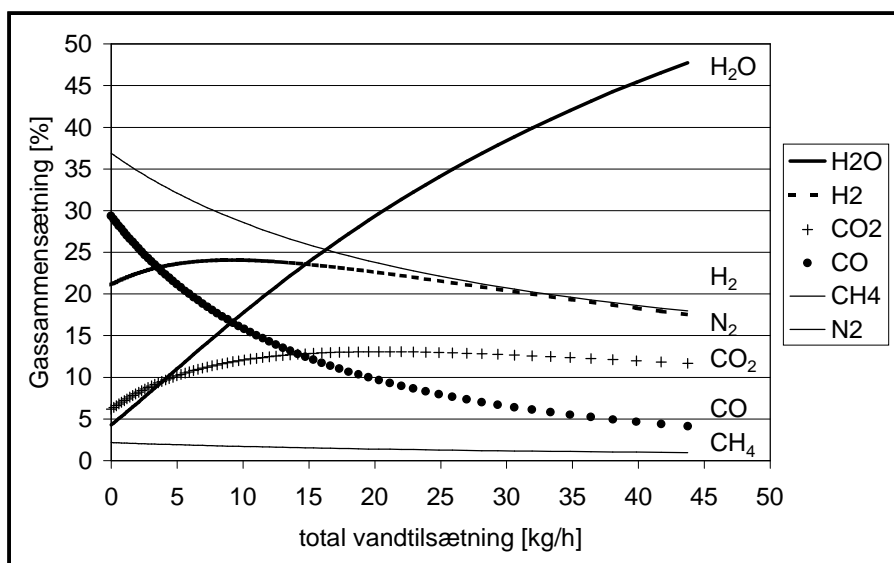
Gassammensætning

Gassammensætningen bestemmes på både våd og tør basis. Gassammensætningen på våd basis er vigtig at kende, da det netop er indholdet af H_2O sammen med temperaturen der styrer reaktiviteten, som det blev fundet i afsnit 6.2. Samtidig vil et højt indhold af damp i produktgassen betyde at der produceres meget kondensat når gassen køles ned forud for rensning og brug i motoren. Sammensætningen af den tørre gas har betydning for brændværdi og motordriften. Når der måles en gassammensætning under drift med 100 kW-anlægget, er det den tørre gassammensætning der bestemmes, da vandet er kondenseret ud før gassen bringes ind i gasanalysatoren og der er ikke indbygget måleudstyr til måle gassens vandindhold direkte.

Gassammensætning på våd basis



Figur 9.2 Gassammensætning på våd basis efter koksbedden. Bundtemperatur på 750 °C.



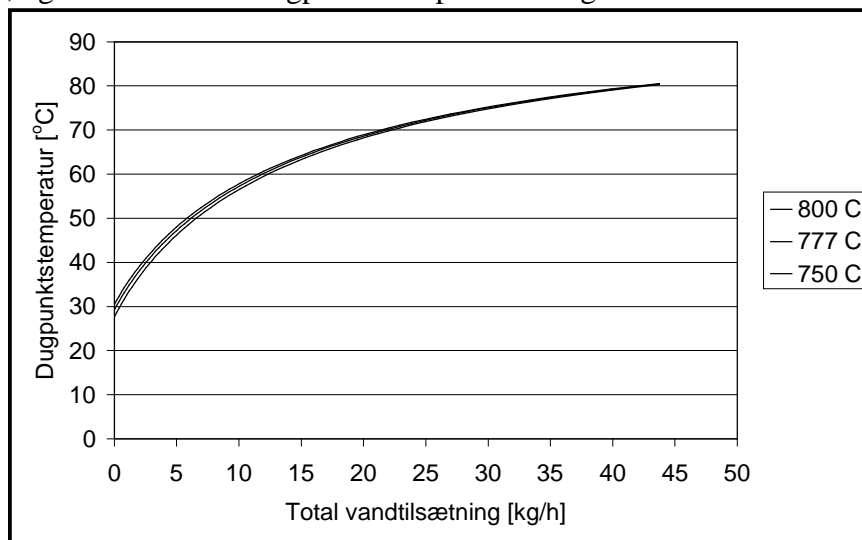
Figur 9.3 Gassammensætning på våd basis efter koksbedden. Bundtemperatur på 800 °C.

Det ses af figur 9.2 og figur 9.3, at bundtemperaturen i koksbedden ikke har den store indflydelse på sammensætningen af den våde gas. Indholdet af brint falder en anelse og indholdet af kvælstof stiger tilsvarende, hvorimod koncentrationen af de øvrige gasser ikke ændrer sig nævneværdigt. Derimod har den totale vandtilsætning en stor indflydelse på sammensætningen af den våde gas. Indholdet af H₂O i produktgasen stiger fra fire procent ved helt tør forgasning til omkring 50 % i situationen med meget høj vandtilsætning. Foreløbige målinger har givet indikationer af, at der er en lavere NO_x-produktion, når der køres med en vandtilsætning på mellem 13 kg/h og 18 kg/h, fremfor

ved tør forgasning, hvor vandtilsætningen er under 2 kg/h (ikke afrapporteret endnu). Dette kan forklares med, at ved ”våd” forgasning dannes der vand-aerosoler i forgasningsgassen, når denne køles ned før den benyttes i motoren. Disse dråber af vand på væskeform i gassen vil sænke forbrændingstemperaturen i motoren, hvilket mindsker NO_x -dannelsen (Turns, 1996).

Dugpunktstemperatur

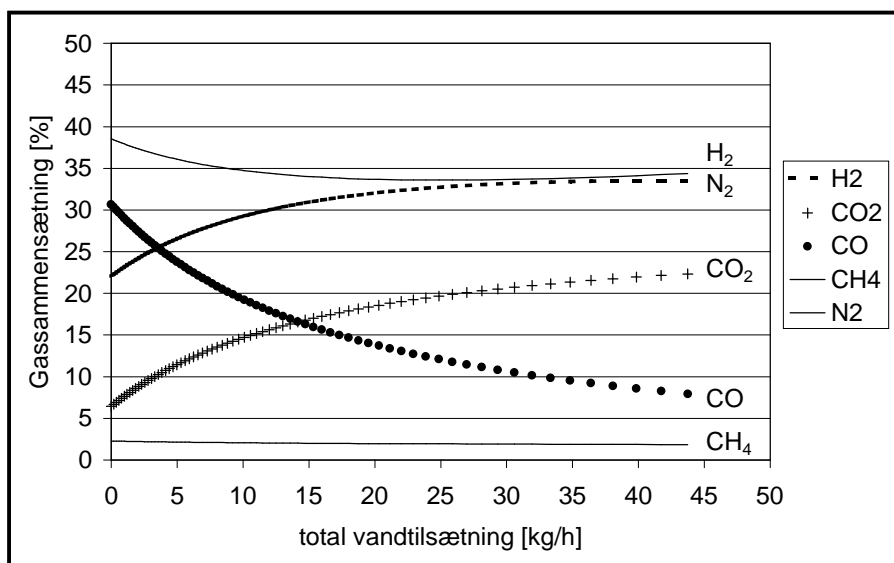
Ved at øge vandtilsætningen produceres der mere vanddamp i forgasningsgassen (figur 9.2 & 9.3), og dermed hæves dugpunktstemperaturen også.



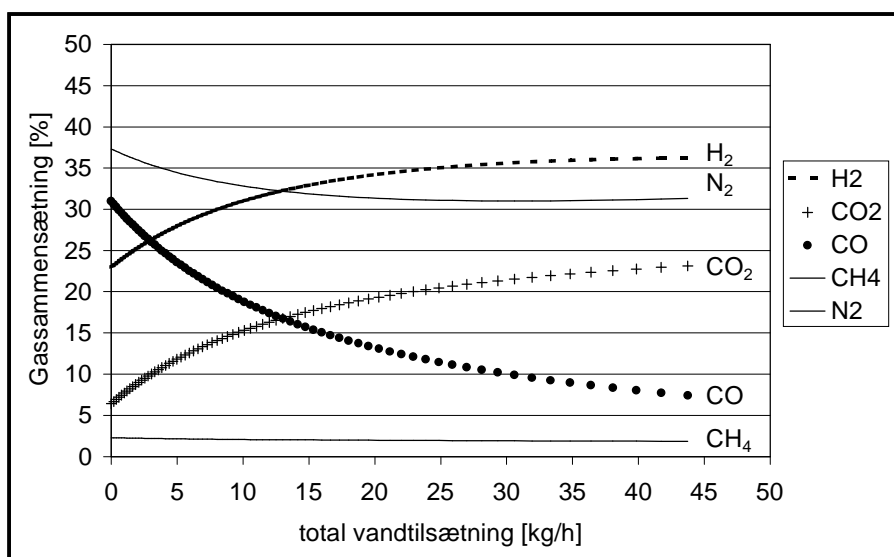
Figur 9.4. Produktgassens dugpunktstemperatur som funktion af vandtilsætningen. Øverste kurve er for en bundtemperatur på 800 °C.

Det ses af figur 9.4 at for tør forgasning (vandtilsætning < 2 kg/h) sænkes dugpunktstemperaturen ned under 40 °C. Hermed er det muligt at benytte gassen direkte i gasmotoren uden at der forud produceres et kondensat, der ofte er problematisk at håndtere. Dette kan gøres med et minimalt tab i motorens virkningsgrad. Ved højere vandtilsætning indeholder produktgassen mere vanddamp og der produceres dermed også kondensat. Ved en vandtilsætning på 18 kg/h indeholder gassen således ca. 26 % damp (figur 9.2 & 9.3), svarende til ca. 14 kg/h, hvoraf størstedelen vil blive udkondenseret før motoren. Strategien med hensyn til håndteringen er at rense gassen ved en temperatur der ligger over gassens dugpunkt og dernæst køle den rensede gas og dermed udkondensere et forholdsvis rent kondensat.

Gassammensætning på tør basis



Figur 9.5 Gassammensætning på tør basis efter koksbedden. Bundtemperatur på 750 °C.



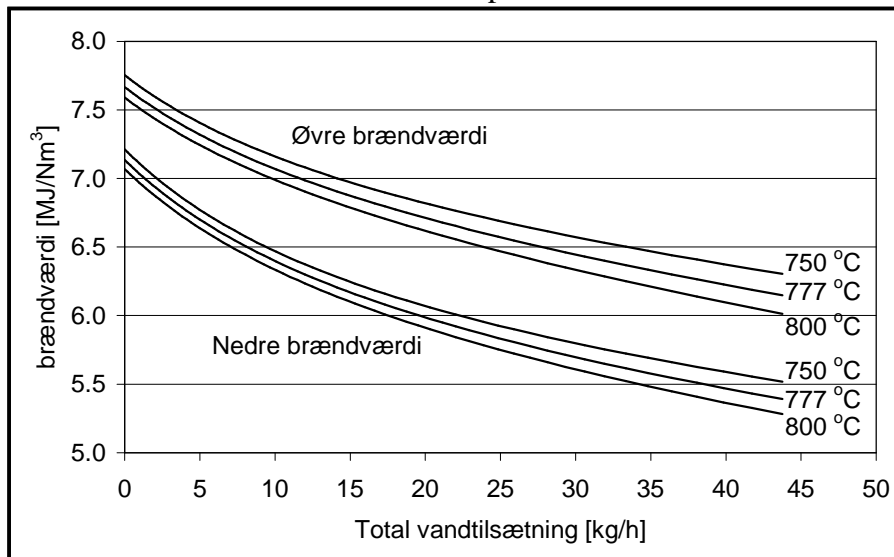
Figur 9.6 Gassammensætning på tør basis efter koksbedden. Bundtemperatur på 800 °C.

På samme måde som for den våde gassammensætning, er det stort set kun indholdet af brint og kvælstof som ændrer sig i den tørre gas, når bundtemperaturen ændrer sig (figur 9.5 og figur 9.6).

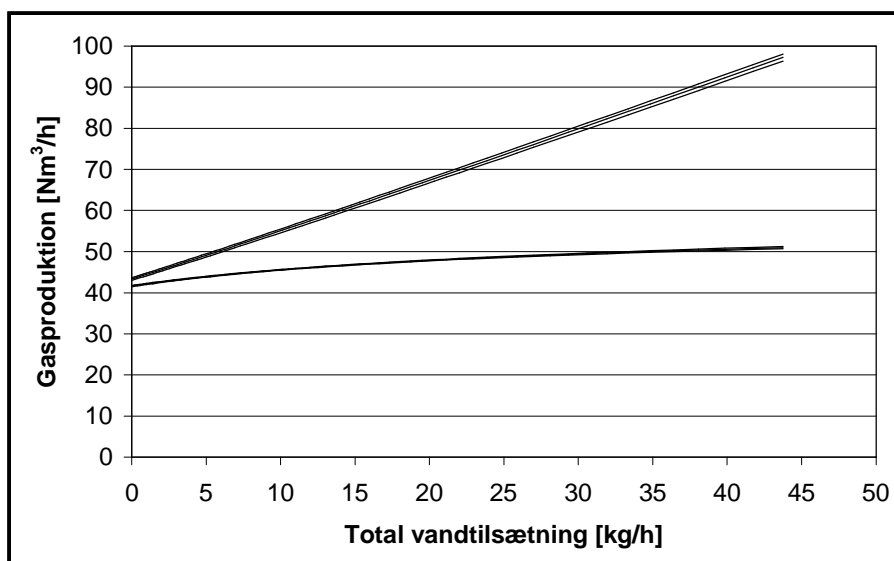
Derimod ændres indholdet af alle komponenterne kraftigt, når vandtilsætningen ændres. Således ses det, at når vandtilsætningen øges, stiger indholdet af den brændbare komponent brint på bekostning af en anden brændbar komponent CO. Koncentrationen af CO falder med ca. 60 %, når vandtilsætningen ændres fra tør forgasning til normal forgasning og det forventes at emissionen af CO fra motoren vil falde tilsvarende, da hovedkilden til CO i motorens udstødningsgas er uforbrændt gas.

Brændværdi og gasproduktion

På graferne i figur 9.5 og 9.6 illustreres det, hvorledes CO-koncentrationen falder kraftigt, mens H₂-koncentrationen kun stiger moderat, når vandtilsætningen øges. Dette betyder samlet at brændværdien af produktgassen falder med øget vandtilsætning, da CO og H₂ har tilnærmelsesvis samme brændværdi på volumenbasis.



Figur 9.7 Øvre og nedre brændværdi for af gassen efter koksreaktoren som funktion af den totale vandtilsætning.

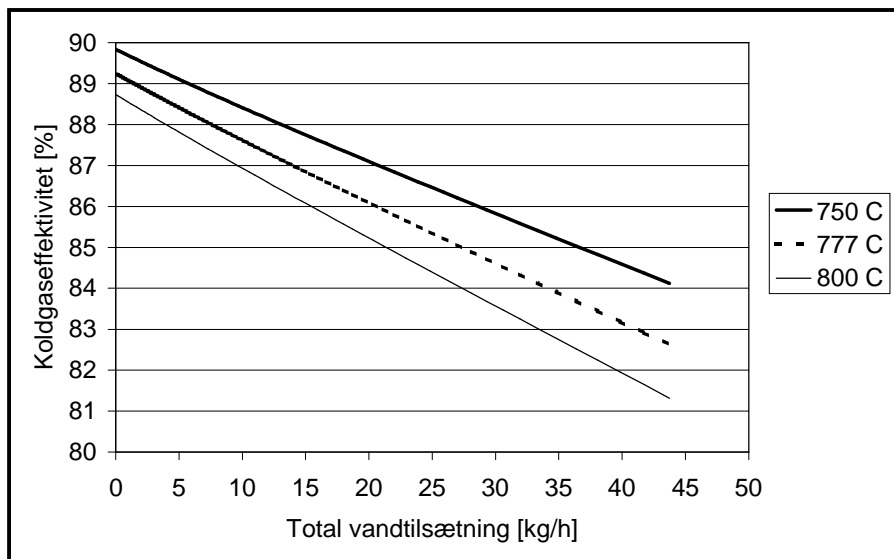


Figur 9.8 Gasproduktion på tør og våd basis som funktion af den totale vandtilsætning. Der produceres mest gas ved 800 °C.

Dette forhold med faldende brændværdi ses tydeligt i figur 9.7, hvor brændværdien falder med 10-15 %, når vandtilsætningen øges fra 0 kg/h til 18 kg/h. Derimod har bundtemperaturen kun marginal indflydelse på brændværdien af den producerede gas. Figur 9.8 viser at gasproduktionen øges tilsvarende som brændværdien falder (figur 9.7)

Koldgaseffektivitet

Til at udtrykke et forgasningsanlægs energieffektivitet anvendes ofte koldgaseffektiviteten, der er defineret som forholdet mellem produkterne af nedre brændværdi og tørt flow for henholdsvis produceret gas og brændsel.

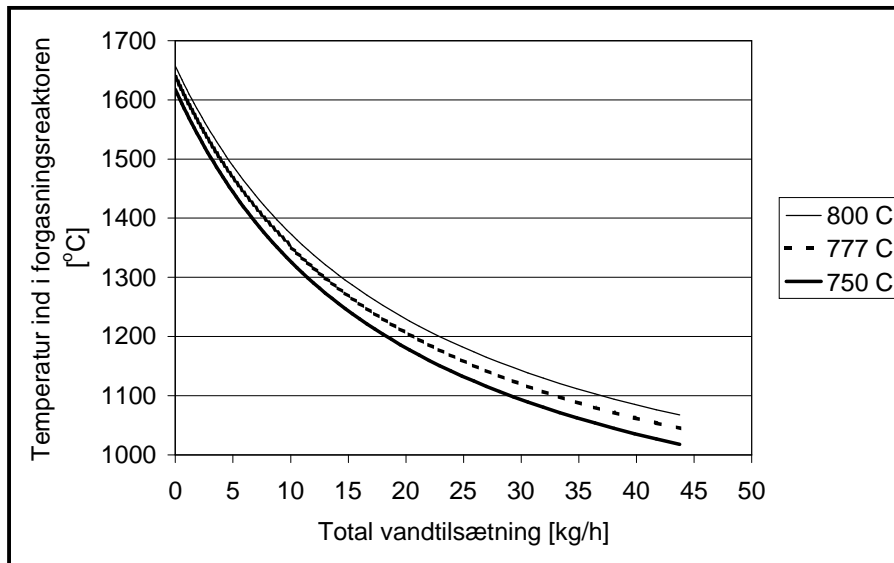


Figur 9.9 Koldgaseffektivitet som funktion af vandtilsætning.

Koldgaseffektiviteten ses at falde fra ca. 89 % ved helt tør forgasning ned til ca. 86 % ved normal forgasning. Der er altså et fald på 3 %-point ved at gå fra helt tør forgasning til normal forgasning. Det skal dog bemærkes at denne beregning er foretaget på baggrund af en antagelse om et fast samlet varmetab for forgasningsreaktoren på 5,0 kW. Ved tør forgasning kommer der et betydeligt højere temperaturniveau i reaktoren i forhold til temperaturniveauet ved normal forgasning (figur 9.10). Giver dette anledning til varmetabet øges med for eksempel 2,0 kW, resulterer dette i at koldgaseffektiviteten falder til 86,9 % ved tør forgasning og en bundtemperatur på 777 °C. Dermed bliver der tilnærmelsesvis den samme koldgaseffektivitet ved tør og normal forgasning.

Temperatur i toppen af koksbedden

Modellen bestemmer temperaturen af koks og gas ved at anvende en inputmodel, som beskrevet i afsnit 5.2.15. Det blev vist i afsnit 8.2, at denne model beregner en temperatur, der er betydeligt højere end de temperaturer der blev målt i toppen af forgasningsreaktoren. På denne baggrund skal de følgende resultater med den stationære model betragtes med det formål at bestemme tendenser snarere end eksakte resultater.

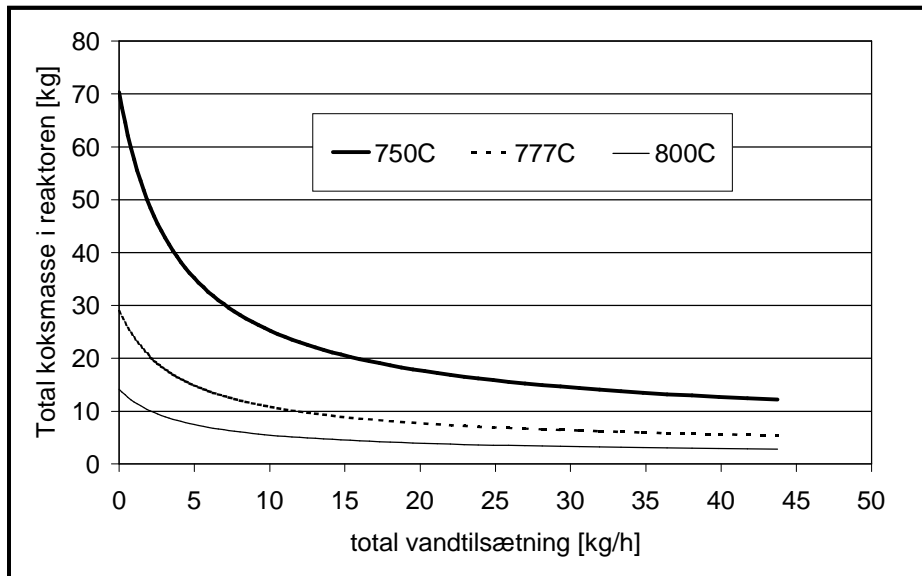


Figur 9.10 Temperatur i toppen af forgasningsreaktoren som funktion af vandtilsætningen.

Modellen viser at ved tør forgasning skal der være en ualmindelig høj temperatur for at omsætte al den tilførte koks, samtidig med at der holdes en fast temperatur i bunden af koksreaktoren. Ved en vandtilsætning svarende til normal forgasning giver modellen at den nødvendige toptemperatur mindskes med ca. 400 °C.

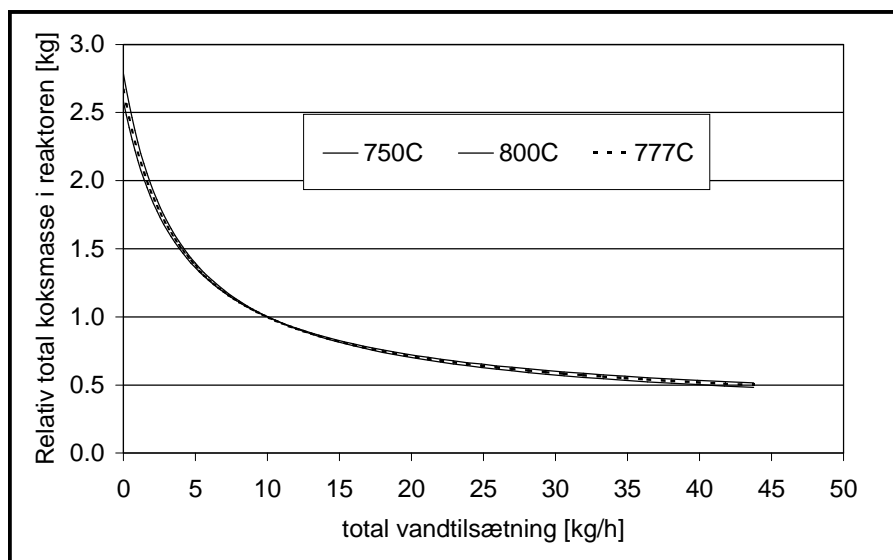
Bedhøjde

En bestemmelse af bedhøjden har flere formål. For det første er der det rent umiddelbare aspekt om hvorvidt de ydre fysiske begrænsninger overskrides, således at højden af koksbedden ender på en værdi, der er højere end selve koksreaktoren (ca. 120 cm. \approx 20 kg koks). Dernæst er det blevet demonstreret at koksbedden har en markant betydning for tjærefjernelse fra gassen. Tjæremålinger foretaget under uge 37-forsøget har vist at rensningsgrader på 98,7 % og 99,8 % ved gassens passage af koksbedden (Bentzen et. al., 1999). Samme effekt er set med rensning af partikler fra gassen, hvor koksbedden også virker som et partikelfilter (Bentzen et. al., 1999). Endelig har koksbedden også en bufferfunktion, hvor 15 kg koks har en brændværdi på omkring 500 MJ, svarende til ca. fem kvarters drift ved fuld last.



Figur 9.11 Totale masse i koksreaktoren ved tre forskellige bundtemperaturer.

Figur 9.11 viser at ved at køre tørforgasning øges den stationære bedhøjde markant i forhold til blot en beskeden vandtilsætning. Grunden er at ved en lav vandtilsætning vil vandindholdet i forgasningsmidlet også falde, hvorimod indholdet af H_2 forbliver på et forholdsvis konstant niveau, som det ses i figur 9.2 og figur 9.3. H_2O er det vigtigste forgasningsmiddel, så et fald i H_2O – koncentrationen vil betyde at reaktiviteten falder og dermed skal bedden indeholde mere koks, for at den samlede koksomsætning bliver lige så stor som den tilførte mængde koks.



Figur 9.12 Totale masse i koksreaktoren ved tre forskellige bundtemperaturer. Normeret i forhold til en vandtilsætning på 10 kg/h

I figur 9.12 er der foretaget en normering af resultaterne fra figur 9.11. Denne normering viser, at ved ændre bundtemperaturen sker der en parallelforskydning af profilet for massen som funktion af vandtilsætningen.

9.1.2 Fast bedhøjde

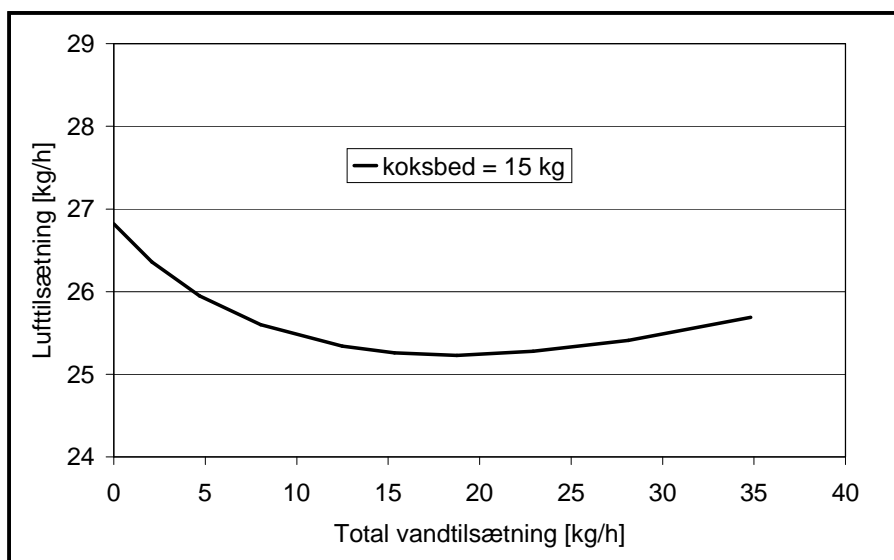
I dette afsnit findes en konstant masse af koks i reaktoren på 15 kg svarende til en bedhøjde på ca. 92 cm. Udgangspunktet er at højden af koksbedden er den faktor i hele forgasningssystemet, der har den længste responstid i forhold til en ændring af driftsparametrene. Dette blev illustreret i afsnit 8.2, at det krævede 10 timer at hæve bedhøjden med 2 kg.

Ved at holde en konstant bedhøjde elimineres denne store tidsfaktor, hvorved systemet hurtigt kan bringes fra en stationær tilstand til en anden.

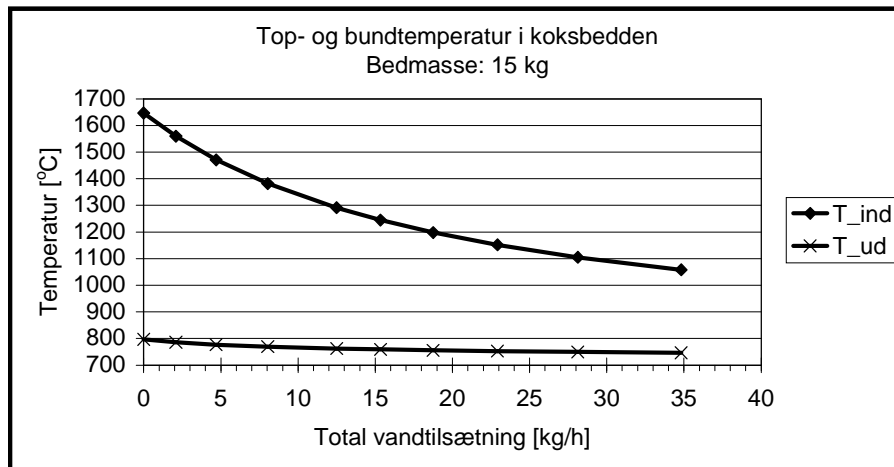
Det følgende eksempel illustrerer hvordan lufttilsætningen skal ændres når vandtilsætningen varieres. Det ses hvordan temperaturniveauet i koksbedden og gassammensætningen i bunden af reaktoren ændres, når vandtilsætningen varieres.

Den ønskede koksmasse findes ved at variere bundtemperaturen og beregne lufttilsætningen, indtil den inputparametrene for den ønskede koksmasse er bestemt. Dette gøres iterativt indtil det ønskede interval for vandtilsætningen er afdækket.

Lufttilsætning og temperaturniveau



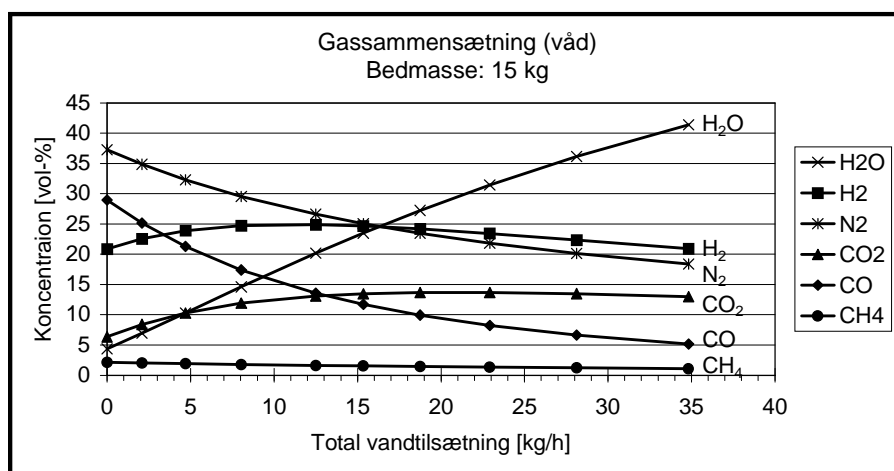
Figur 9.13 Lufttilsætning som funktion af vandtilsætning



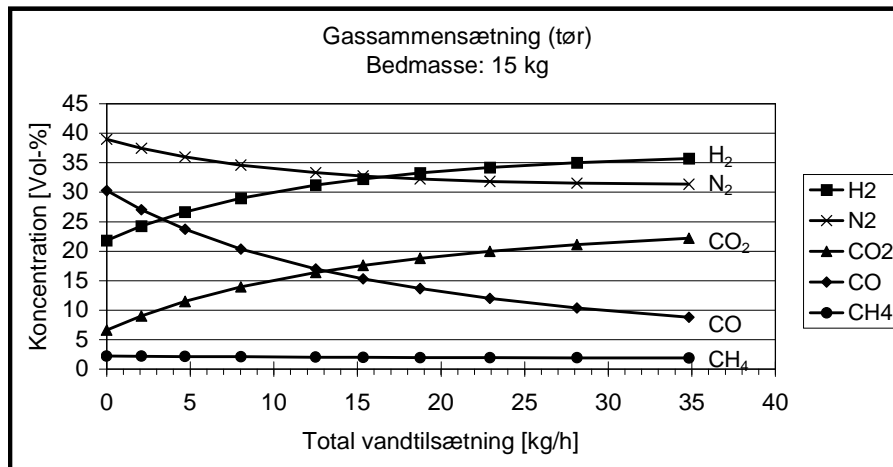
Figur 9.14 Temperatur i toppen og bunden af koksreaktoren som funktion af vandtilsætningen. Bedmasse: 15 kg.

Det ses af figur 9.13, at lufttilsætningen som funktion af vandtilsætningen udviser samme tendens, som det blev vist i figur 9.1. Dog viser kurven en større stigning, når vandtilsætning ændres fra lufttilsætningens minimumsværdi hen mod tør forgasning. Dette skyldes at samtidig ændres bundtemperaturen (figur 9.14), hvilket ville betyde at lufttilsætningen skulle skifte kurveforløb i figur 9.1.

Gassammensætningen



Figur 9.15 Gassammensætning på våd basis som funktion af vandtilsætningen. Bedmasse: 15 kg.



Figur 9.16 Gassammensætning på tør basis som funktion af vandtilsætningen. Bedmasse: 15kg.

Gassammensætningen styres af vandtilsætningen, lufttilsætningen og temperaturen i bunden af reaktoren og som det ses af figur 9.13 og figur 9.14 ændrer disse forhold sig ikke ret meget, når massen af koks i reaktoren fastholdes på 15 kg. Dette betyder at gassammensætningen i den producerede gas (figur 9.15 & 9.16) bliver næsten den samme som den der blev fundet i det foregående eksempel (figur 9.2/9.3 & 9.5/9.6), hvor bundtemperaturen var fast og bedhøjden varierede.

9.1.3 Konklusion

Den er gennemført to parameterstudier med den stationære model. Dette blev gjort ved henholdsvis at fastholde bundtemperaturen og holde en fast bedhøjde. I begge tilfælde blev der set på betydningen af at variere den totale vandtilsætning. Parameterstudiet viste, at den totale vandtilsætning har en afgørende betydning på forhold som gassammensætning, dugpunktstemperatur og temperaturen i toppen af koksbedden. Det blev tillige vist, at ved lav vandtilsætning vil der under stationære tilstande opbygges en stor koksbed.

9.2 Dynamisk model af koksbedden

I dette afsnit vil forskellige studier med den dynamiske model blive demonstreret. Her vil to forskellige styringsstrategier blive afprøvet og der vil blive set på konsekvensen af en ændring i vandtilsætningen, betragtet som fugtindholdet i flisen. Endelig benyttes modellen til at simulere driften af anlægget over flere døgn for det tilfælde hvor en simpel styringsstrategi benyttes.

9.2.1 Styringsstrategi 1

I dette afsnit bliver der set på betydningen af en simpel styrestrategi, der bygger på at bundtemperaturen skal holdes konstant ved stationær drift.

En time efter starten af simuleringen, foretages der en driftsændring fra fuld last til kvart last.

Driftsdata er baseret på uge 37 data.

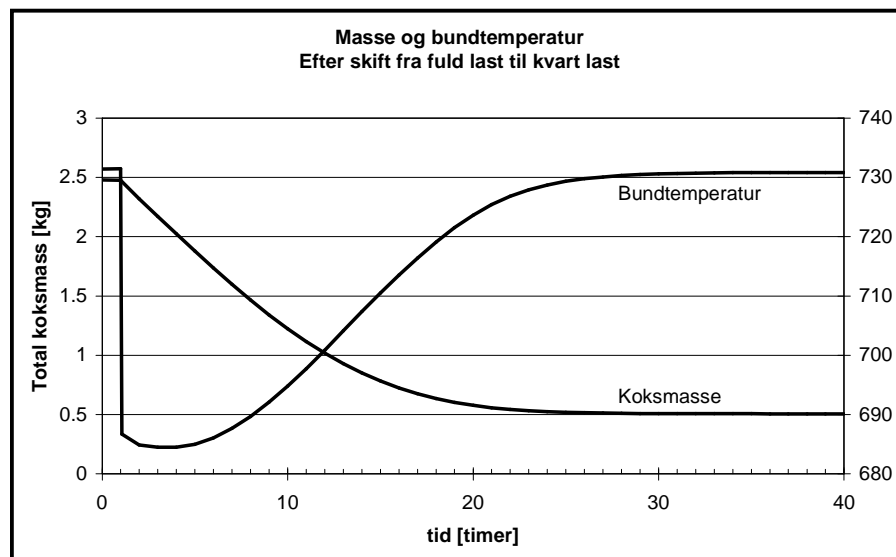
- varmetab: 5,5 kW
- fugtindhold i flis: 26,5 % svarende til 6,6 kg fugt/h
- T-damp: 731 K
- T-luft: 742 K

Tørt træ og overhededet damp sættes ned til det kvarte af normal indfødnings.

18,23 kg/h \rightarrow 4,56 kg/h

7,0 kg/h \rightarrow 1,75 kg/h

Lufttilsætningen sættes ned fra 24,89 kg/h til 10,5 kg/h. Lufttilsætningen er valgt, således at bundtemperaturen ender på samme værdi som før ændringen.

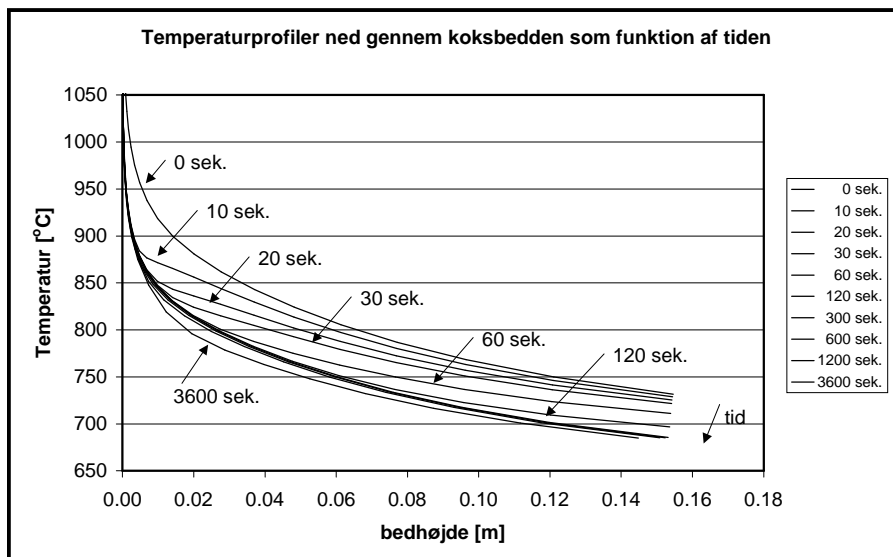


Figur 9.17 Koksmasse og bundtemperatur efter driftsændring.

På figur 9.17 ses det, at massen af koks i bedden er op imod 30 timer om at nå en ny stationær tilstand. Det ses også at temperaturen i bunden af reaktoren inden for en time tilsyneladende når en stationær tilstand, for derefter at stige mod den endelige stationære-

re tilstand i takt med at koksbedden formindskes. Dette tager ligeledes op imod 30 timer.

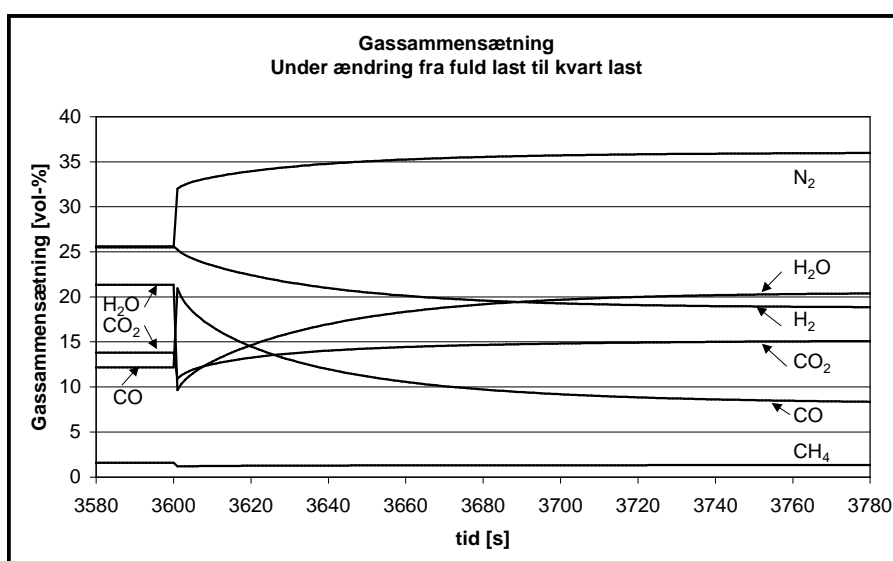
Temperaturprofiler



Figur 9.18 Temperaturprofiler ned gennem koksbedden som funktion af tiden. Øverst temperaturprofilet før ændringen. Dernæst følger profilerne i nedadgående retning med stigende tid. Tiden er vist yderst til højre.

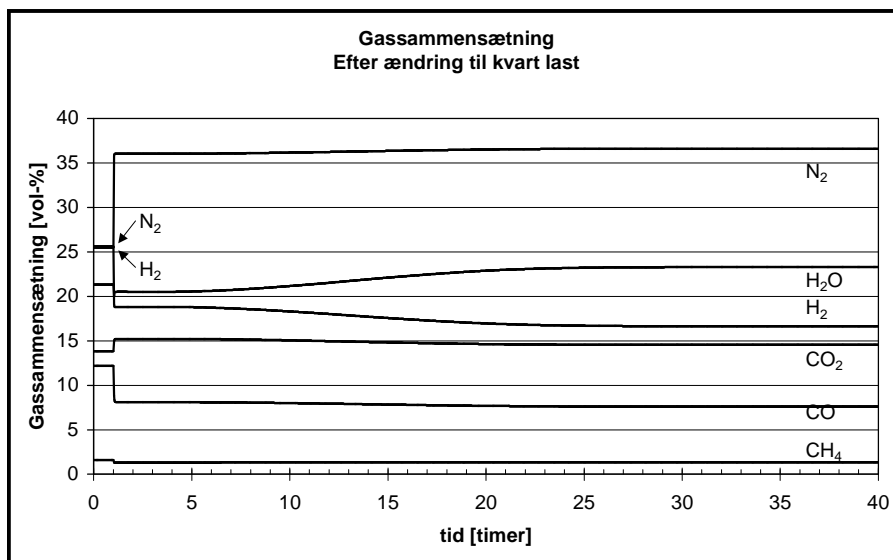
Det ses af figur 9.18 at temperaturen efter ændringen i drifttilstanden falder som en bølge ned gennem koksbedden. Denne bølgebevægelse tager ca. 5 minutter, før der nås en ny kvasi-stationær tilstand. Derefter bevæger temperaturprofilet sig langsomt i forbindelse med at højden af koksbedden formindskes (3600s).

Gassammensætning



Figur 9.19 Gassammensætningen på våd basis de første 2 minutter efter ændringen.

Figur 9.19 viser et hurtigt skifte i gassammensætningen efter ændringen til kvart last. Det ses at kvælstofkoncentrationen i løbet af få sekunder stiger med 7 procent-point, som følge af den relativt høje lufttilsætning efter omstillingen til kvart last. De øvrige gasser foretager ligeledes et hurtigt skifte. Derefter bevæger gassammensætningen sig i løbet af ca. 2 minutter til en ny, tilsyneladende stationær tilstand.

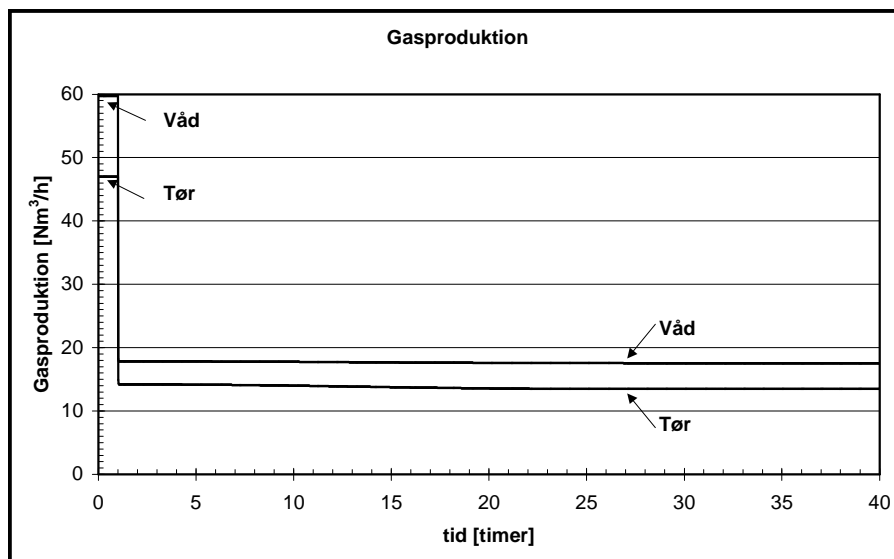


Figur 9.20 Gassammensætningen på våd basis i 40 timer efter skifte fra fuld last til kvart last.

Det ses af figur 9.20, at det kun er tilsyneladende at gassammensætningen bringes i en stationær tilstand efter få minutter. Som følge af, at der omsættes ekstra koks i forbindelse med at bedhøjden sænkes (figur 9.17), bliver der tilført mere kulstof til gasfasen i den transiente tilstand end der gøres i den stationære tilstand, som nås efter ca. 30 timers drift. Dette gør at gassammensætningen ikke når en endelig stationær tilstand, før koksbedden har gjort det samme.

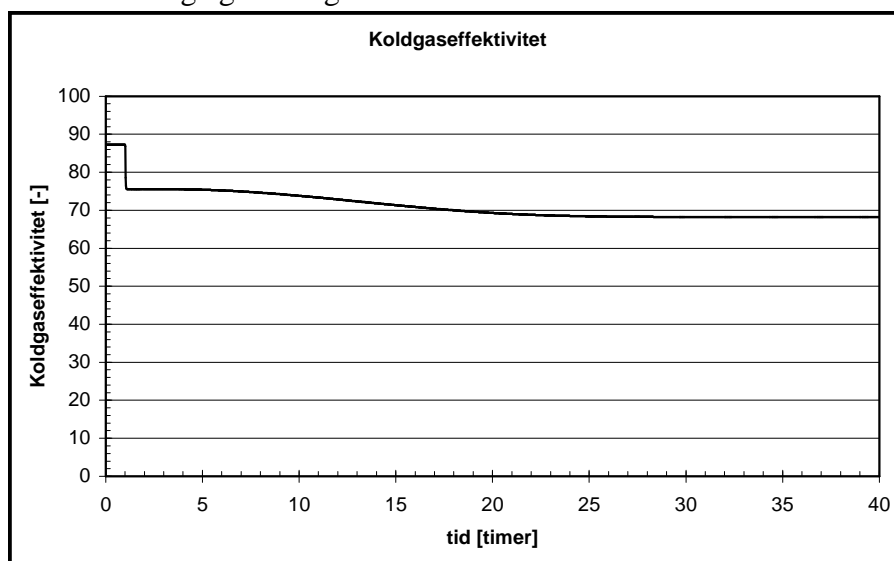
Som resultat af den relative øgning i lufttilsætningen, falder indholdet af brændbare komponenter (CO, H₂ og CH₄) og der produceres en gas med en lavere brændværdi.

Gasproduktion



Figur 9.21 Gasproduktion, før og efter skifte mellem fuld last og kvart last.

Efter skiftet falder gasproduktionen hurtigt til en ny stabil tilstand, hvor der produceres ca. 30 % af den hidtidige gasmængde.



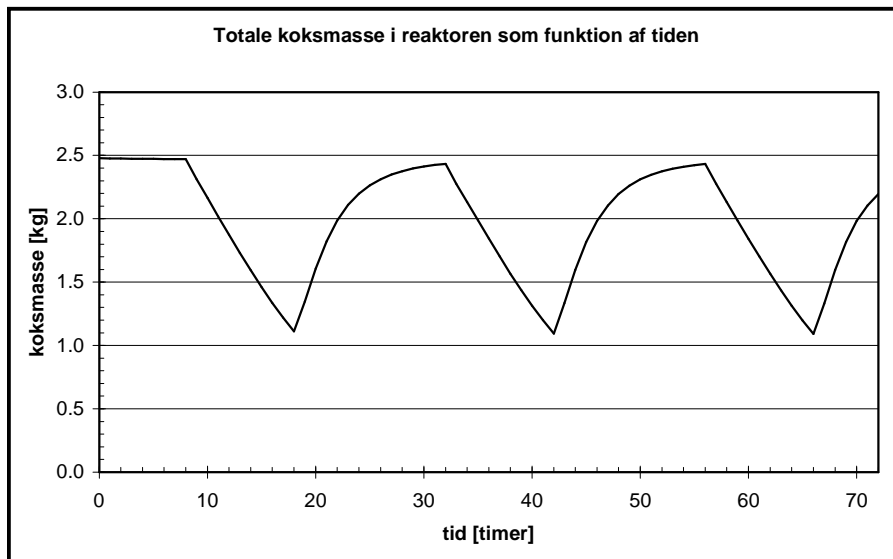
Figur 9.22 Koldgaseffektiviteten som funktion af tiden.

På figur 9.22 ses det hvordan koldgaseffektiviteten (se afsnit 5.2.17) først falder hurtigt fra ca. 87 % ned til ca. 76 %. Herfra falder den langsomt ned til en endelig værdi på 68 % ved stationær drift ved kvart last. Forklaringen på dette markante fald i koldgaseffektivitet skal findes i at forgasserens varmetab er konstant uafhængigt af belastningen. herved bliver tabet relativt stort ved lav last med lav koldgaseffektivitet til følge.

9.2.2 Døgnvariation

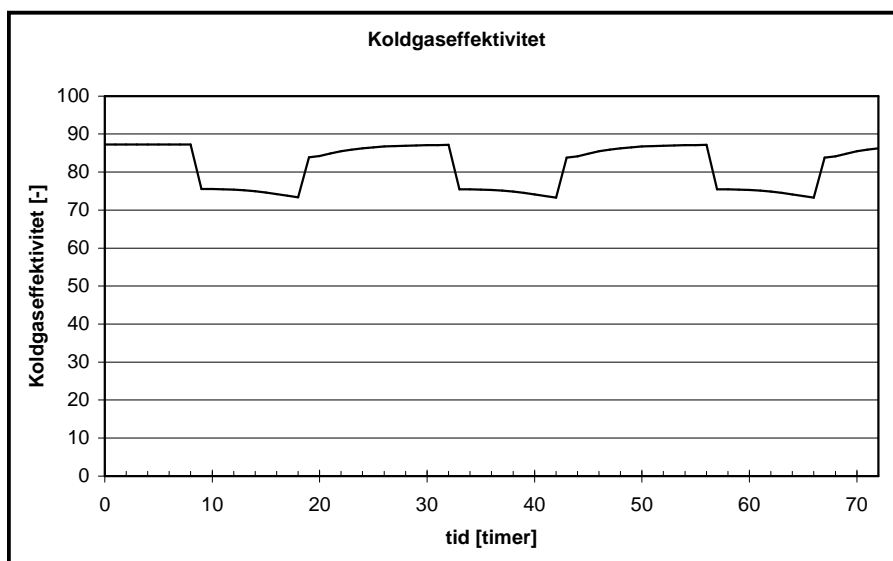
I dette afsnit simuleres en døgnvariation, hvor det antages at anlægget køres ved fuld last i tidsrummet 6 – 20, for derefter at køre ved kvart last i de følgende 8 timer frem til klokken 6, hvor der atter stilles om til fuld last.

Simuleringen af denne cyklus startes kl 12.00, hvor anlægget er i stationær drift ved fuld last.



Figur 9.23 Koksmasse i reaktoren som funktion af tiden.

Med den valgte styringsstrategi vil der under drift med døgnvariation, vil koksbedden skiftevis stige og falde uden at nå en stationær tilstand (figur 9.23).



Figur 9.24 Koldgaseffektiviteten som funktion af tiden.

Under drift med døgnvariation når koldgaseffektiviteten ikke at komme ned på den stationære værdi for kvart last på under 70 % (figur 9.22). Dette skyldes at koksbedden fungerer som energibuffer både når bedden vokser og falder. Således frigives der energi fra koksbedden under drift ved kvart last og tilsvarende oplagres der energi i koksbedden, når der skiftes til fuldlast drift og der dermed atter opbygges bed.

9.2.3 Styringsstrategi 2

I dette afsnit ses på konsekvensen af benytte en styringsstrategi, hvor det tilstræbes at styre lufttilsætningen, således at der opretholdes en konstant bedhøjde, selv om driftstilstanden ændres markant. Hermed søges det at eliminere systemets største tidskonstant.

Styringsstrategien demonstreres med en situation, hvor anlægget bringes fra fuld last til halv last en time efter starten af simuleringen.

Driftsdata er baseret på uge 37 data.

- varmetab: 5,5 kW
- fugtindhold i flis: 26,5 % svarende til 6,6 kg fugt/h
- T-damp: 731 K
- T-luft: 742 K

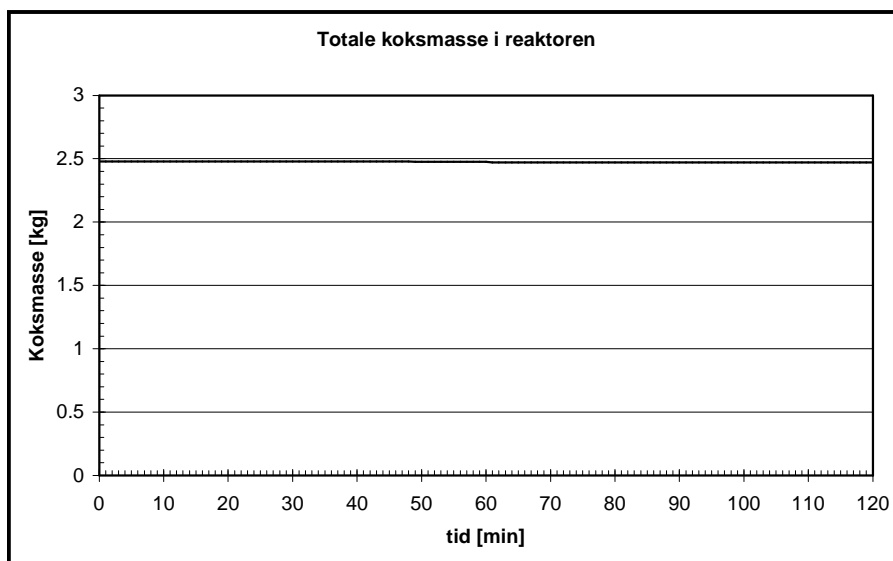
Tørt træ og overhededet damp sættes ned til det halve af normal indfødning.

18,23 kg/h \rightarrow 9,12 kg/h

7,0 kg/h \rightarrow 3,50 kg/h

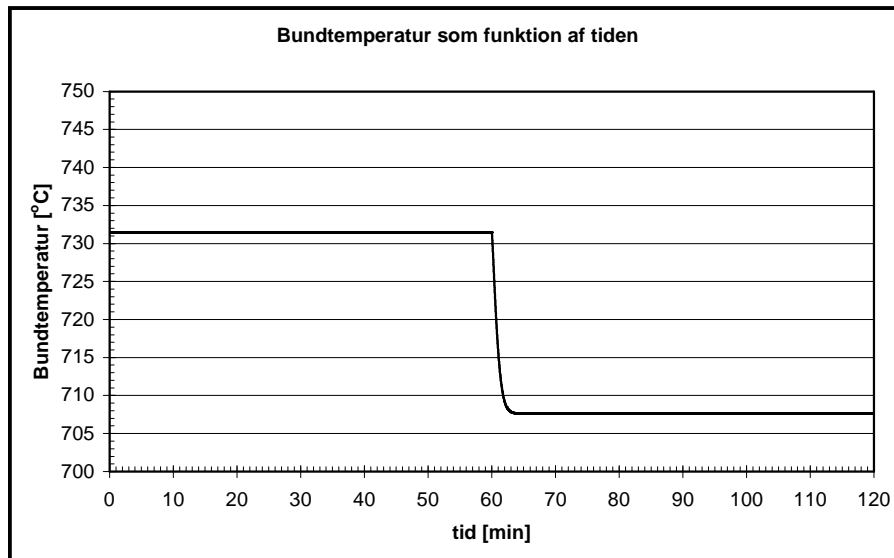
Lufttilsætningen sættes ned fra 24,89 kg/h til 14,87 kg/h.

Lufttilsætningen er valgt, således at bedhøjden ender på samme værdi som før ændringen.

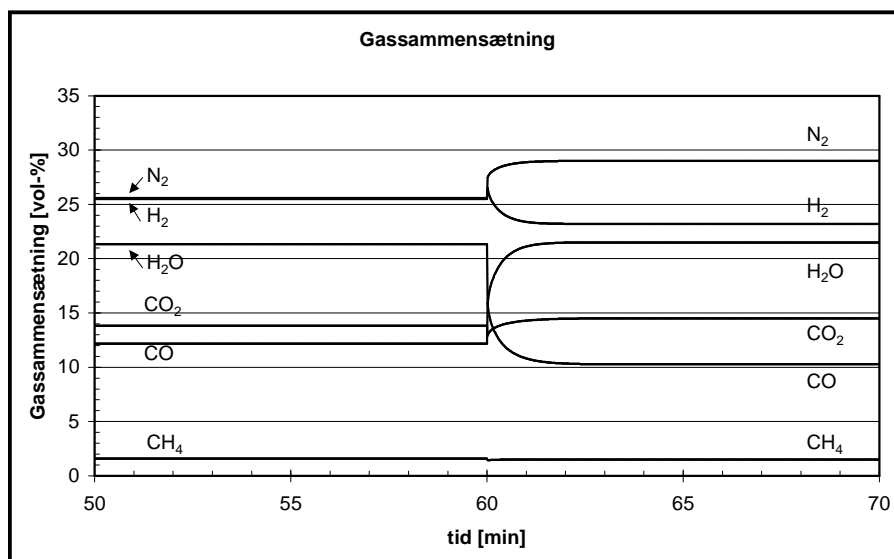


Figur 9.25 Total masse i koksbedden før og efter omskift mellem fuld last og halv last.

Det ses af figur 9.25, at med den valgte lufttilsætning opretholdes der en konstant bedhøjde ved et skifte fra fuld last til halv last.



Figur 9.26 Bundtemperaturen som funktion af tiden



Figur 9.27 Gassammensætning som funktion af tiden

Figurene 9.26 & 9.27 viser at både bundtemperaturen og gassammensætningen indstiller sig på en ny ligevægt inden for tre minutter. Under lang tids drift ses der ingen ændringer i den opnåede gassammensætning og bedhøjde. Hermed ses det at hele koksbedssystemet får en hurtig responstid når der styres efter at opretholde en konstant bedhøjde. Det er dermed muligt at bringe anlægget i en stationær driftssituation inden for tre minutter, selv efter en drastisk ændring i driftsbetingelserne.

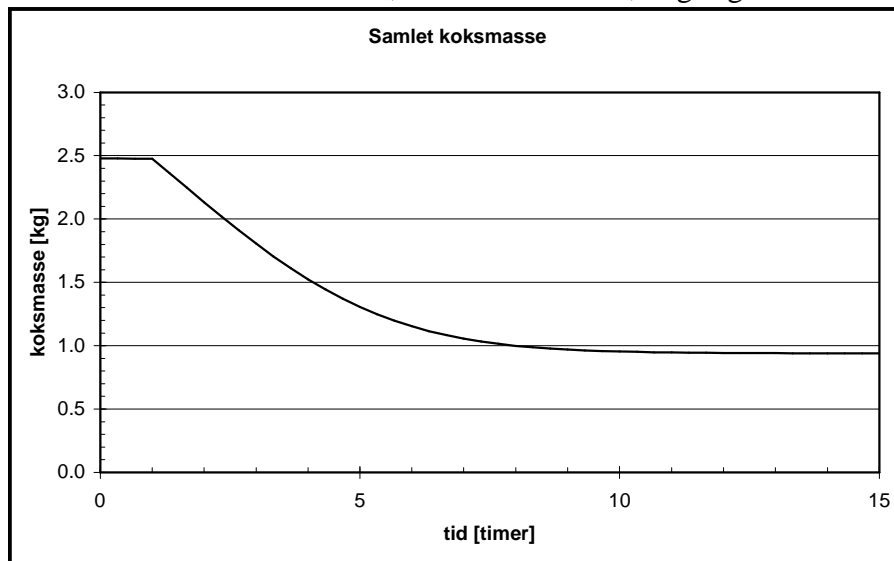
9.2.4 Ændring i flisens fugtindhold

I dette afsnit betragtes det tilfælde, hvor der kommer en portion flis med et højere fugtindhold end tidligere. I denne forbindelse ændres der ikke på hverken lufttilsætning, damptilsætning eller på flisindfødningsen. Denne ændring i flisens fugtindhold kommer en time efter starten af simuleringen.

Driftsdata er baseret på uge 37 data.

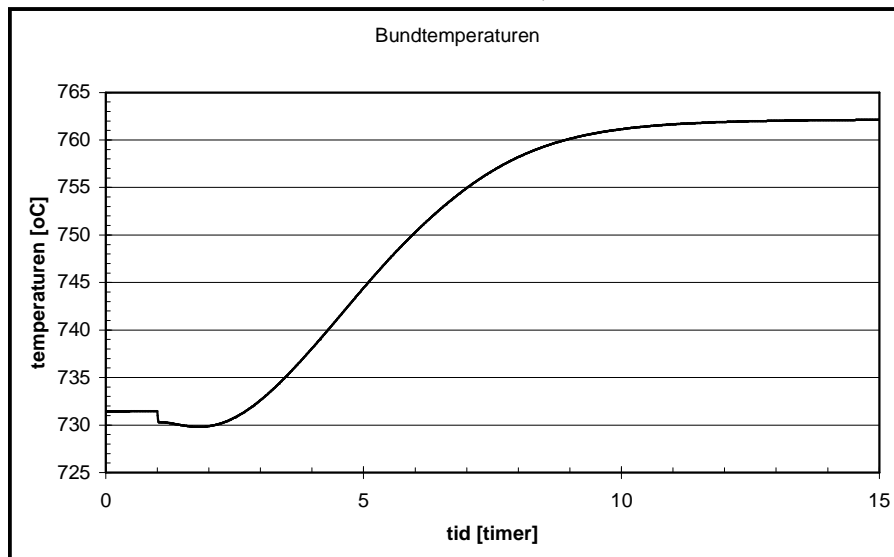
- varmetab: 5,5 kW
- fugtigt flis: 24,80 kg/h
- Lufttilsætning: 24,89 kg/h
- overhededet damp: 7,0 kg/h
- T-damp: 731 K
- T-luft: 742 K

fugtindhold i flis: start: 26,5 % svarende til 6,6 kg fugt/h
 efter 1 time: 30,0 % svarende til 7,4 kg fugt/h



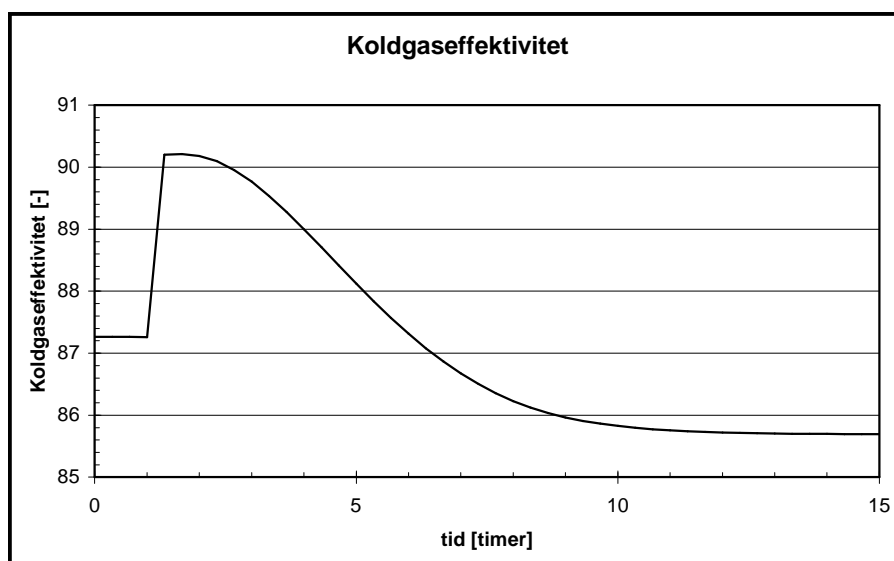
Figur 9.28 Samlet masse af koks i reaktoren.

Det ses af figur 9.29 at en forholdsvis beskeden øgning af fugtindholdet i flisen betyder at den samlede koksmasse reduceres med ca. 60 %, i løbet af ca. 15 timer.



Figur 9.29 Bundtemperatur som funktion af tiden

Det ses tillige, at i den samme periode hæves bundtemperaturen med over 30 °C.



Figur 9. 30 Koldgaseffektivitet som funktion af tiden

9.2.5 Konklusion

Den dynamiske model er benyttet til at afprøve to forskellige driftsstrategier og til at undersøge konsekvensen en ændring i flisens vandindhold, samt til at simulere en døgnvariation i belastningen. Kørslerne viste, at det tager mellem 10 og 30 timer for koksbedden at blive stationær i forbindelse med et skifte i driftssituationen, hvor koksbedden skal bevæge sig mod en ny stationær højde. Denne dynamik påvirker systemets øvrige forhold, således at faktorer som gassammensætning og bundtemperaturen bliver tilsvarende længe om at nå en stationær tilstand.

Kørsler med den dynamiske model viste endvidere, at ved at vælge en driftsstrategi, hvor der styres efter at opretholde en konstant bedhøjde, kunne koksbeddens store tidskonstant elimineres. Hermed var det muligt at hurtigt bringe koksbedden til en stationær tilstand, selv efter en drastisk ændring i driftssituationen. Bedhøjde, bundtemperatur og gassammensætning nåede en stationær tilstand i løbet af tre minutter.

9.3 Følsomhedsanalyse på brændslets grundstofsammensætning ved brug af den stationære model

På basis af de opgivne reproducerbarhedsgrænser for bestemmelse af brændslets grundstofsammensætning, bliver der i det følgende gennemført en analyse med den stationære model, for at belyse betydningen af grundstofsammensætningen på modellens resultater.

Ultimativ analyse

DK-Teknik udførte en ultimativ analyse på træflis (se afsnit 6.2):

		bøgeflis	
Hydrogen	H	6,4	vægt %, mf
Carbon	C	48,1	vægt %, mf
Nitrogen	N	0,081	vægt %, mf
Oxygen ⁱ	O	44,8	vægt %, mf

Tabel 9.2 Ultimativ analyse af bøgeflis og bøgekoks

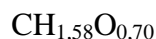
Laboratoriet oplyser følgende reproducerbarhedsgrænser:

Hydrogen: 0,3 vægt %, abs. Carbon: 1,5 vægt %, abs. Nitrogen: 0,1 vægt %, abs.

Svovl blev ikke målt, da der erfaringsvis ikke er et målbart indhold af svovl i dansk flis (<0,05 % S)

Askeindholdet blev bestemt til 0,60 % mf. i flis og 2,45 % i koks (Lyngbech, 1998).

På basis af elementaranalysen (tabel 9.2) blev den støkiometriske formel for bøgeflis bestemt til:

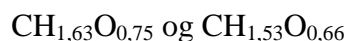


Endelig blev brændværdien beregnet ved brug af formlen (Gaur & Reed, 1995):

$\text{HHV} = 0,3491 \cdot \text{C} + 1,1783 \cdot \text{H} + 0,1005 \cdot \text{S} - 0,1034 \cdot \text{O} - 0,0151 \cdot \text{N} - 0,0211 \cdot \text{aske}$ [MJ/kg]
 hvor HHV er den øvre brændværdi og C, H, S, O, N og aske er vægt-procenten af hhv. carbon, hydrogen, svovl, oxygen, nitrogen og aske i prøven.

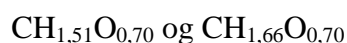
Kulstof vil blive varieret i intervallet 46,6 % - 49,6 %, mens nitrogen og hydrogen fastholdes. Oxygen bliver bestemt ved differens.

Flisens støkiometriske formel vil for de viste grænser blive henholdsvis:



Tilsvarende vil hydrogen blive varieret i intervallet 6,1 % - 6,7 %, mens nitrogen og kulstof fastholdes. Oxygen bliver bestemt ved differens.

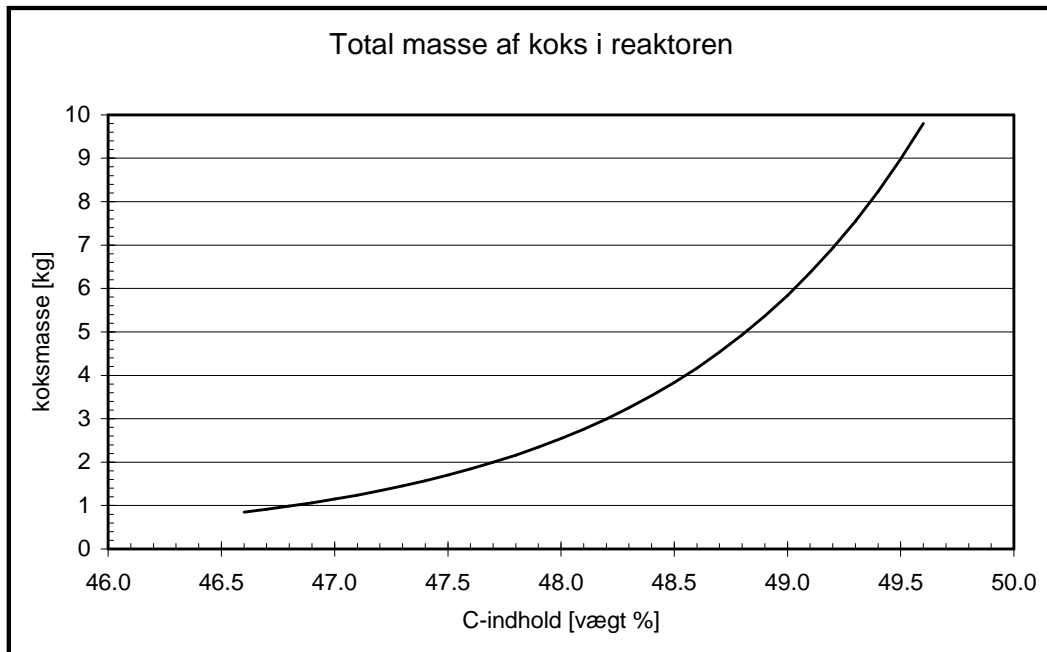
Flisens støkiometriske formel vil for de viste grænser blive henholdsvis:



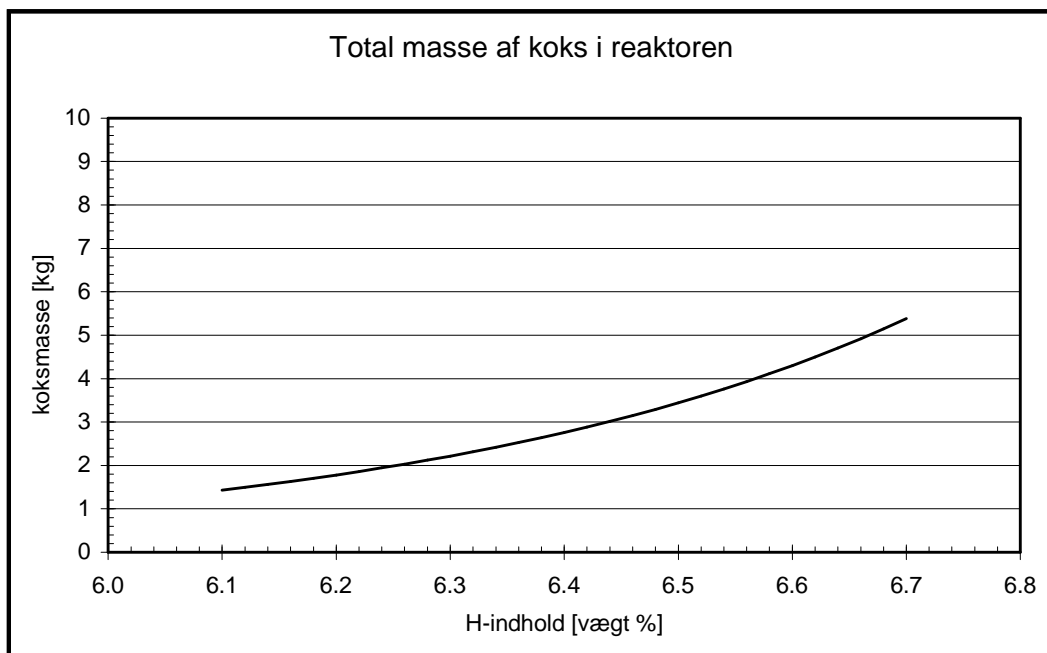
ⁱ Oxygen er bestemt efterfølgende ved differens.

Driftsdata er baseret på uge 37 data.

- varmetab: 5,5 kW
- tørt træ: 18,23 kg/h
- fugtindhold i flis: 26,5 % svarende til 6,6 kg fugt/h
- overhedet damp: 7,0 kg/h
- forvarmet luft: 24,89 kg/h
- T-damp: 731 K
- T-luft: 742 K

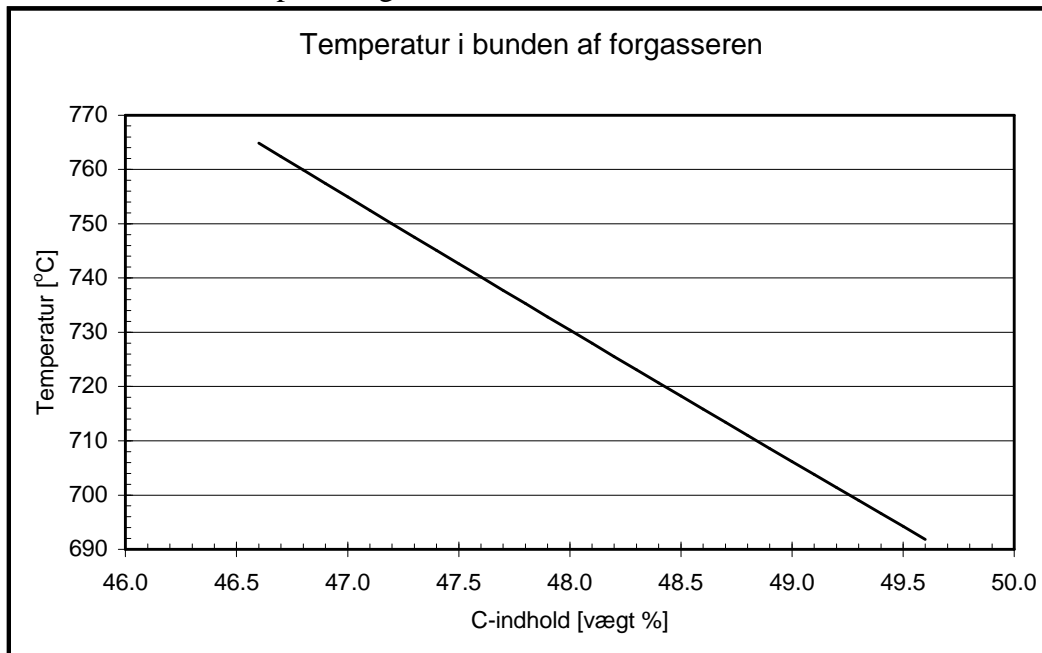


Figur 9.31 Totale masse i koksbedden som funktion af C-indhold i flisen

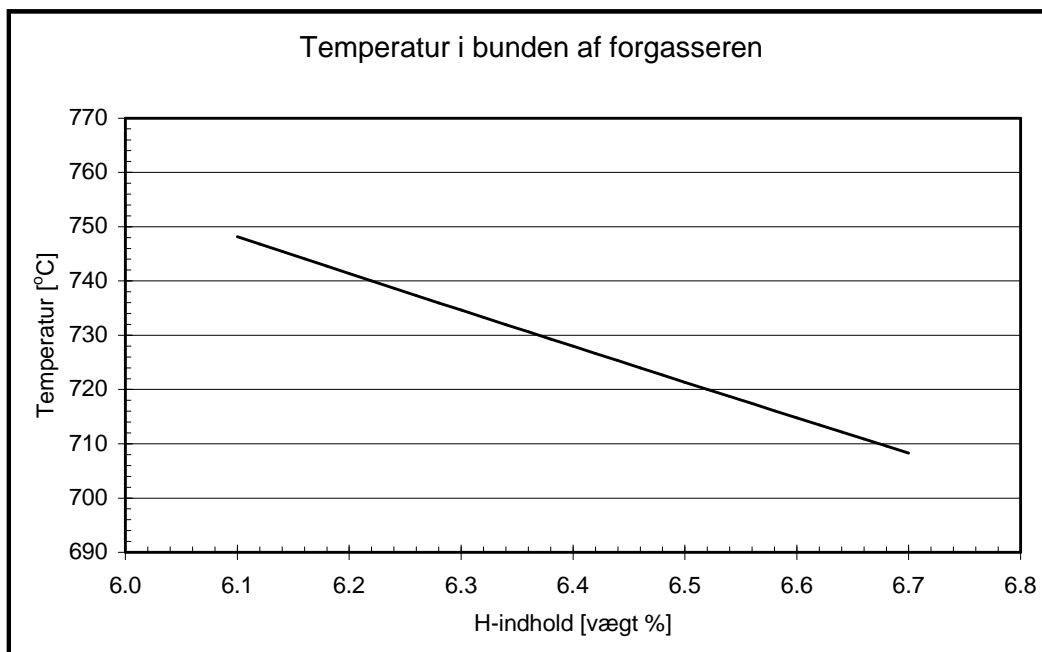


Figur 9.32 Totale masse i koksbedden som funktion af H-indhold i flisen

På figur 9.31 & 9.32 ses at modellens beregning af den totale koksmasse i reaktoren er stærkt afhængig af det målte C- og H- indhold i flisen. Således kan massen af koks bestemmes i intervallet mellem 0,8 kg og 9,8 kg på basis af målingen af kulstofindholdet i flisen. Inden for H-indholdets reproducerbarhedsgrænse bliver den totale masse af kulstof bestemt indenfor intervallet 1,4 kg og 5,4 kg. Dette skal ses i sammenhæng med at for middelværdien af grundstofmålingen ($C = 48,1$ wt-% og $H = 6,4$ wt-%) beregner modellen en koksmasse på 2,8 kg.



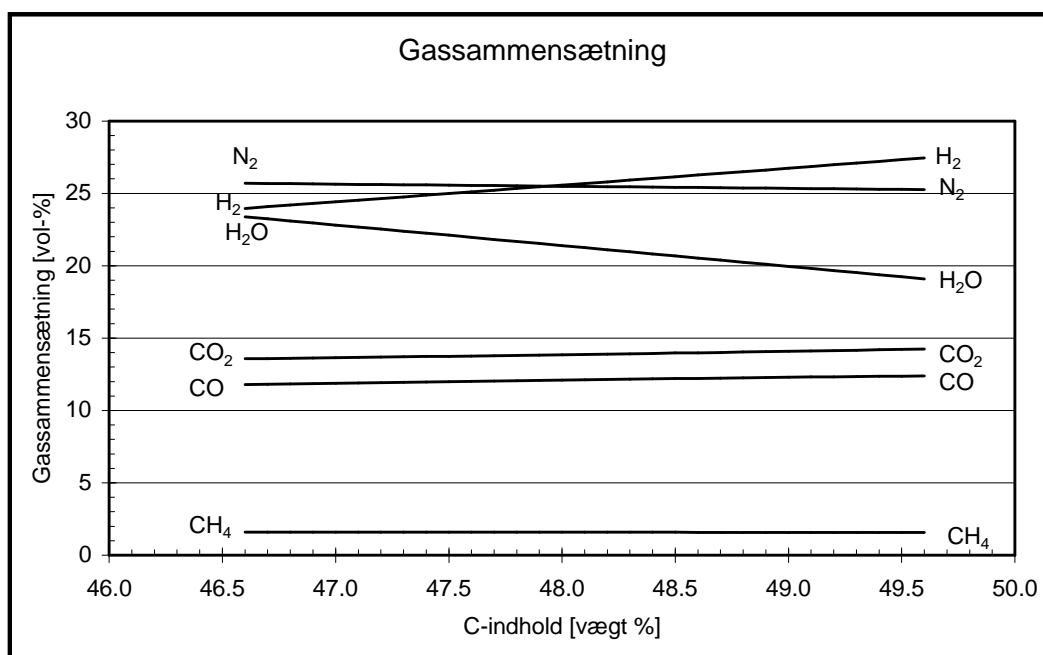
Figur 9.33 Bundtemperatur i koksbedden som funktion af C-indhold i flisen



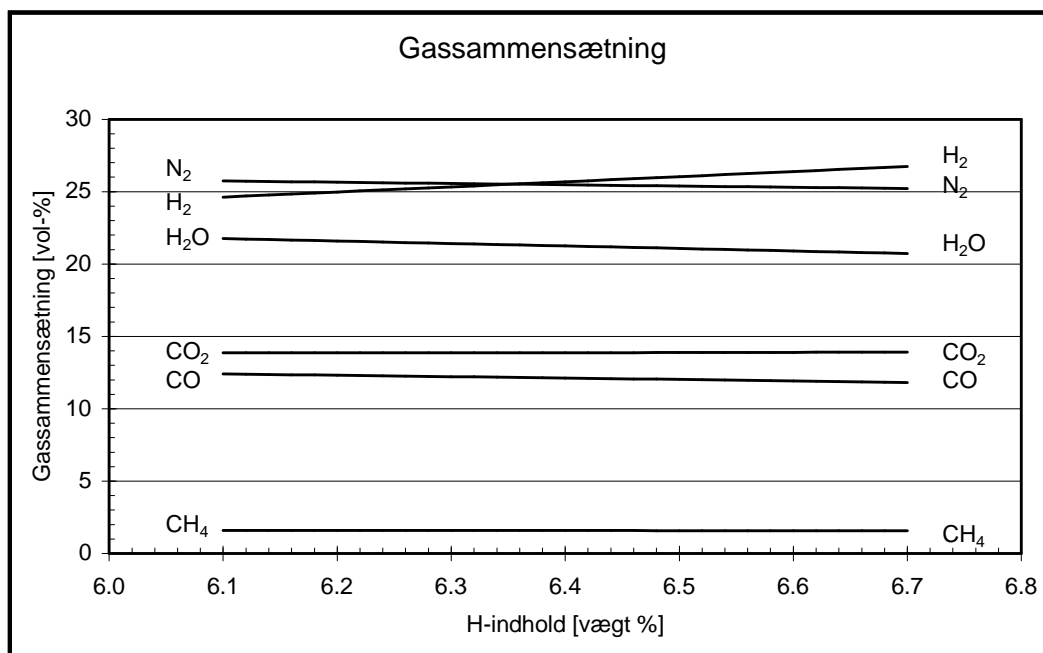
Figur 9.34 Bundtemperatur i koksbedden som funktion af H-indhold i flisen

På figur 9.33 & 9.34 illustreres det at bundtemperaturen ligeledes er afhængig af flisens indhold af C og H. Ved et lavt C-indhold bestemmer modellen en bundtemperatur, der

er ca. 35 °C højere end for middelværdien af C-indholdet. Tilsvarende bestemmer modellen en bundtemperatur, der er ca. 35 °C lavere ved et højt C-indhold. Inden for H-indholdets reproducerbarhedsgrænse er denne temperaturafvigelse på ca. ± 20 °C. Dette kan forklares ved, at jo mindre kulstof og hydrogen der er i brændslet, jo mere ilt vil der tilsvarende være i brændslet. Dette svarer til at man hæver lufttilsætning med et højere temperaturniveau til følge.

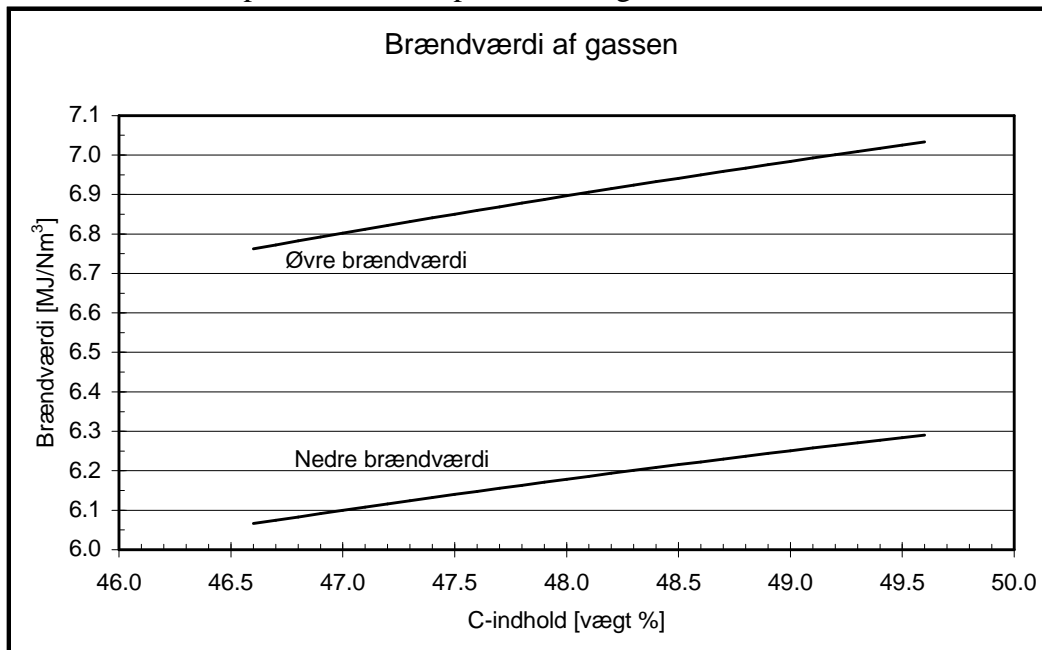


Figur 9.35 Gassammensætning i produktgassen som funktion af C-indhold i flisen

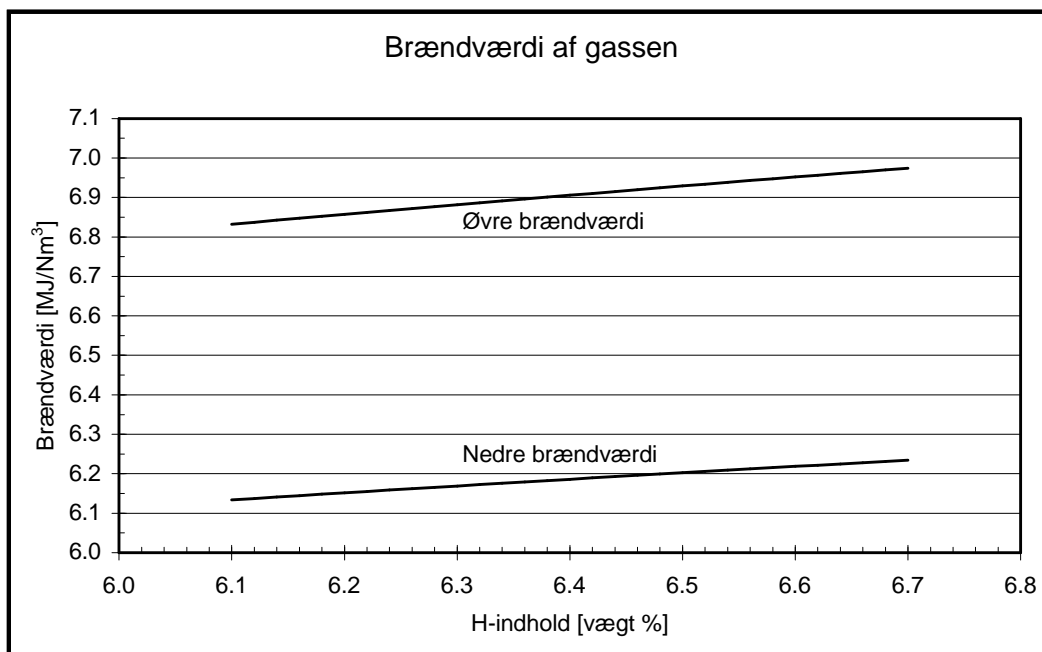


Figur 9.36 Gassammensætning i produktgassen som funktion af H-indhold i flisen

På figur 9.35 & 9.36 ses der en sammenhæng mellem gassammensætningen og indholdet af kulstof og hydrogen i flisen. Denne sammenhæng er mest for indholdet af H_2 og H_2O . Her varierer koncentrationer med over 4 %-point mellem højeste og laveste værdi. Tendensen her er, at jo lavere C- og H-indholdet er (dermed højere O-indhold), desto mere bliver der produceret H_2O på bekostning af H_2 .

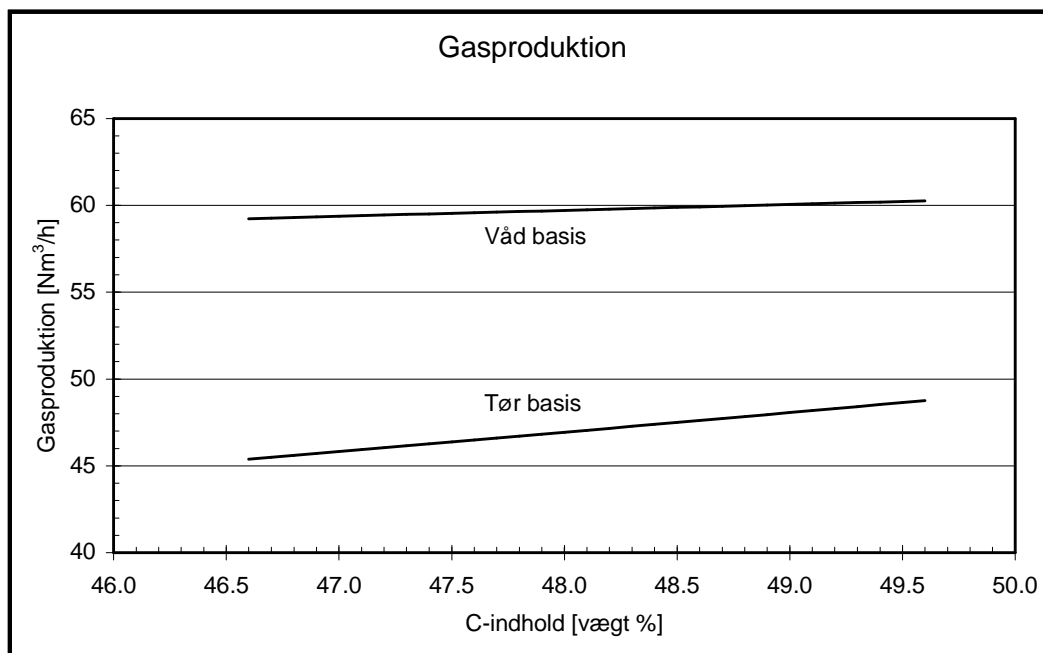


Figur 9.37 Brændværdi af produktgassen som funktion af C-indhold i flisen

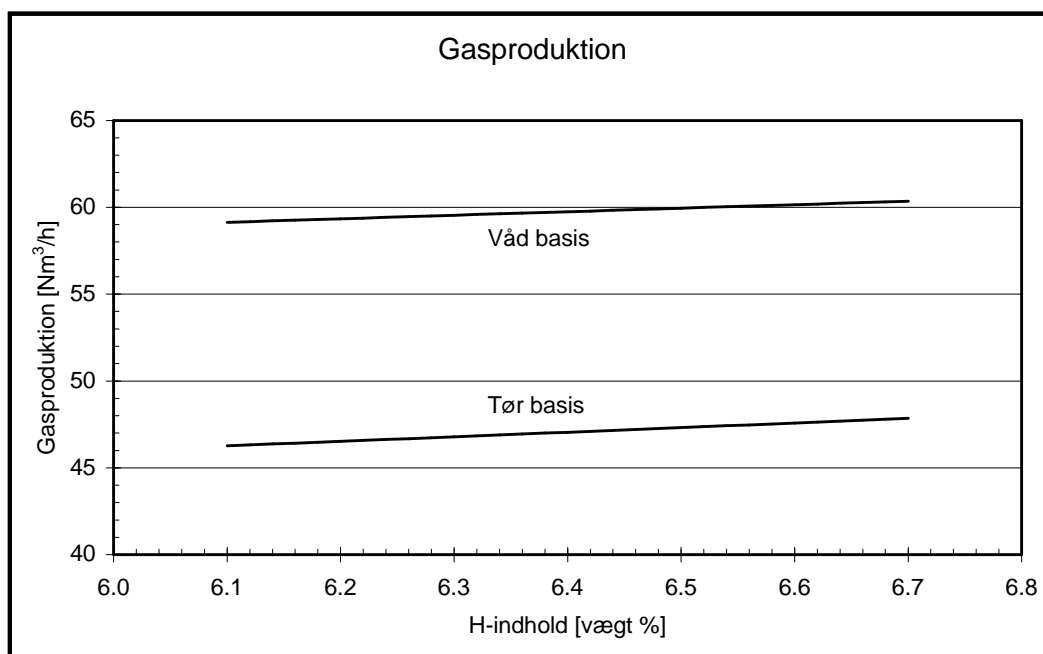


Figur 9.38 Brændværdi af produktgassen som funktion af H-indhold i flisen

Figur 9.37 & 9.38 viser at brændværdien af gassen stiger med øget C- og H-indhold, hvilket skal ses i sammenhæng med figur 9.35 & 9.36, hvor det ses at for af brændbare gasser CO , H_2 og CH_4 , er det stort set kun H_2 , der ændrer sig med flisens indhold af kulstof og hydrogen.

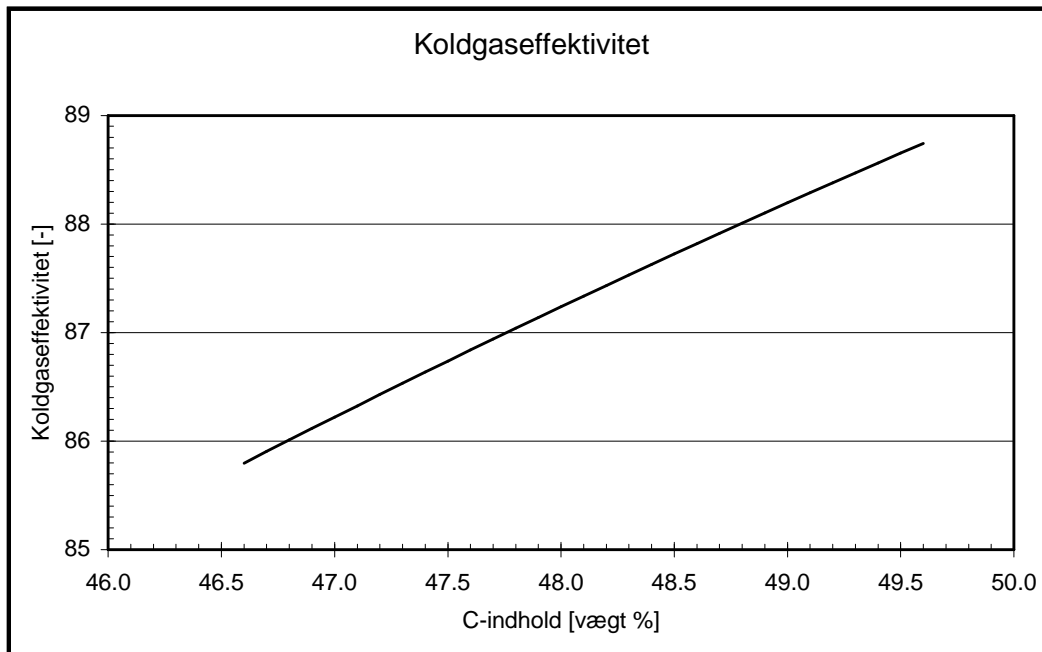


Figur 9.39 Gasproduktion som funktion af C-indhold i flisen

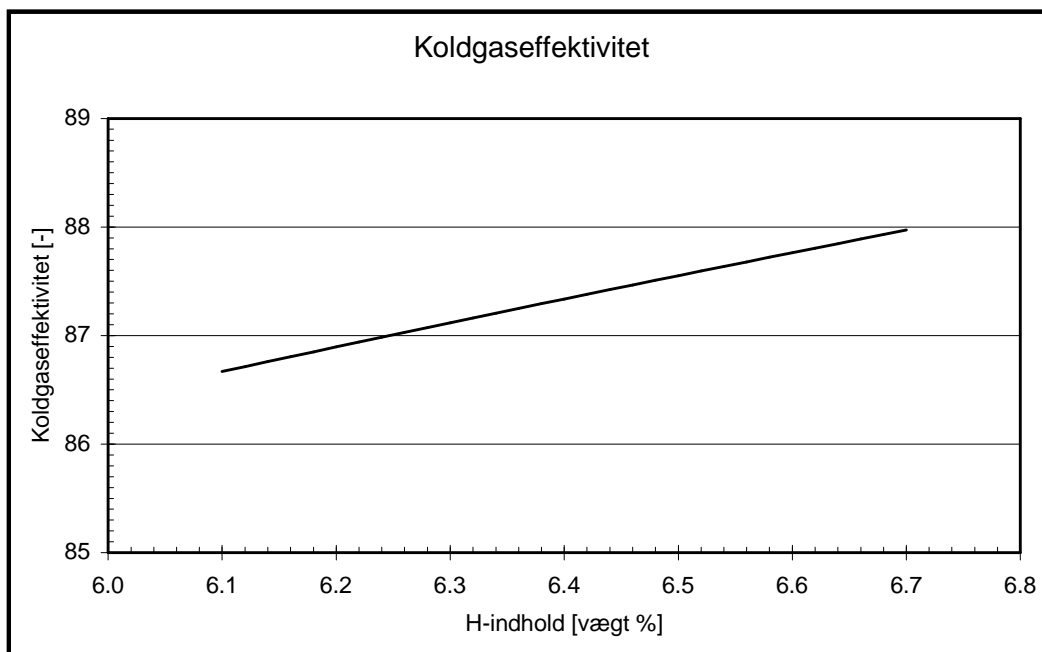


Figur 9.40 Gasproduktion som funktion af H-indhold i flisen

Figur 9.39 & 9.40 viser at kun gasproduktionen på tør basis er mærkbart påvirket af C- og H- indholdet i flisen. Her er der en forskel på 7,5 % mellem laveste og højeste gasproduktion for variationen i C-indholdet og 3,3 % for variationen i H-indholdet.



Figur 9.41 Koldgaseffektivitet som funktion af C-indhold i flisen



Figur 9.42 Koldgaseffektivitet som funktion af H-indhold i flisen

Sammenlagt betyder de viste resultater, at koldgaseffektiviteten stiger med øget C- og H-indhold i flisen (figur 9.41 & 9.42). For C-indholdet udgør den forskel mellem højeste og laveste værdi ca. 3 procent-point og for H-indholdet er forskellen ca 1½ procent-point.

Det kan dermed samlet konkluderes at nøjagtigheden i bestemmelsen af grundstofindholdet i flisen har stor betydning for modellens resultater. Den største afhængighed blev set på bestemmelsen af koksmassen. Her blev der massen af koks bestemt til 2,8 kg, med yderpunkterne 0,8 kg og 9,8 kg (-71 % / +250 %) som funktion af C-indholdet i flisen.

10 Videre arbejde

Under udførelsen af dette arbejde er der klarlagt en række fænomener, der bør underlægges en dybere undersøgelse i forbindelse med et videre arbejde inden for modellering af forgasning i fixed koksbed.

I denne forbindelse bør der opstilles en flerdimensional model af koksbedden. Dette vil muliggøre at der kan indbygges en egentlig strømningsmodel. Herved vil modellen kunne beskrive fænomener som kanaldannelse, tryktab og variationer i temperatur og gassammensætning på tværs i koksbedden.

Et videre arbejde inden for området bør også inkludere opbygningen af en detaljeret kokspartikel model. Således mangler der en generel viden om hvordan en kokspartikel ændrer form ved forgasning under de aktuelle forhold. I denne forbindelse kan der tillige frembringes en yderligere beskrivelse af forskellen mellem traditionelle TGA-målinger og makroTGA målinger.

I et videre arbejde, der indbefatter undersøgelser af forskellen mellem makroTGA og traditionel TGA, kan der blandt andet medtages en undersøgelse af reaktivitetens afhængighed af knusningen af kokspartiklerne.

Reaktivitetsmålinger viste at der tilsyneladende er en tendens til, at det omsætningsgradsafhængige led, $f(X)$, har en et fladere profil, når damp- og brintkoncentrationen i forgasningsmidlet er lav (kap. 6). Da det netop er disse forhold, der optræder i bunden af koksbedden bør dette fænomen undersøges nærmere.

I forbindelse med brug af den eksisterende model, vil det være ønskeligt med en bedre beskrivelse af forholdene, der ligger forud for forgasningen i koksbedden. Det vil sige at der burde bygges en model, der beskriver forholdene under pyrolyse og i den delvise afbrænding, således at inputdata til modellen af koksbedden bliver i bedre overensstemmelse med de målte data fra forsøgsanlægget.

Den eksisterende model er bygget til at medtage forhold som fjernelse af aske og tab af kulstof fra reaktoren. En medtagelse af disse to forhold kræver en kalibrering af modellen ved brug af specifikke måledata, da disse forhold bygger på reaktorens design og på den valgte driftsstrategi. Denne kalibrering, der bygger på praktiske erfaringer, bør foretages i et videre arbejde.

11 Sammenfatning

Der er opbygget matematiske modeller der vedrører stationære og dynamiske forhold under fixbed forgasning.

Hovedvægten i dette arbejde er lagt på at opstille og løse en matematisk model, der beskriver de dynamiske forhold under forgasning af biomasse i en koksbed efter medstrømsprincippet. Sideløbende hermed er der udarbejdet en stationær model, der modellerer en traditionel skaktforgasser efter modstrømsprincippet, eksemplificeret ved Harboøre Forgasningsanlæg. Modellerne er verificeret med måledata, fra henholdsvis 100 kW tottrinsanlægget på Institut for Energiteknik (ET), DTU og på Harboøre Forgasningsanlæg. Der er her observeret en generel god overensstemmelse mellem modelresultater og måledata.

11.1 Forgasningsanlægget i Blære

Der er opstillet en matematisk model, der illustrerer de dynamiske forhold i et forgasningsanlæg baseret på tottrinsprocessen. Den dynamiske model er baseret på anlægget i Blære, men er opstillet på så generel en form, at den umiddelbart kan anvendes på et andet tottrinsanlæg. Modellen er modulopbygget og beskriver samspillet mellem anlæggets forskellige hovedkomponenter. Generelt er modellen baseret på masse- og energibevarelse, kompletteret med den nødvendige beskrivelse af kinetik og kemiske reaktioner i forbindelse med pyrolyse og forgasning.

Resultater fra den opbyggede dynamiske model af forgasningsanlægget i Blære blev sammenlignet med målinger fra forgasningsanlægget i Blære og der blev fundet en god overensstemmelse mellem modelresultater og målinger.

11.2 Harboøre Forgasningsanlæg

Der er opstillet en stationær model af modstrømsforgasseren i Harboøre. Modellen er baseret på en opdeling af reaktoren i fire separate zoner, som beskriver henholdsvis tørring, pyrolyse, forgasning og forbrænding af koks. Forholdene i disse fire zoner er beskrevet med hver sin simple delmodel, der tilsammen beskriver forholdene i forgasseren. Delmodellerne bygger alle på energi- og massebalance. Der blev opstillet to alternative pyrolysemodeller, hvor den ene model er baseret på eksperimentelle data fra pyrolyse af halm og den anden model er baseret på at tre uafhængige variable (CH_4 , tjære og vand) er bestemt på basis af måledata. Yderligere er der indbygget elementer, der er etableret på Harboøre Forgasningsanlæg. Dette er gjort i form af topbrændermodeller og overhedning af forgasningsmidlet. Modellen er programmeret og løst i simuleringssproget SIL.

Modellen beregner hvilken gasmængde- og sammensætning, der opnås ved stationær drift under forskellige driftsforhold.

11.3 Dynamisk model af koksbedden

Til at beskrive forholdene i medstrømskoksbedden under forgasning af biomasse, primært træflis, er der opbygget en endimensional dynamisk model, eksemplificeret ved tottrinsforgasseren. Modellen tager udgangspunkt i bevarelse af masse og energi for de indgående komponenter. Ligningerne er opstillet for et kontrolvolumen på differentiell form. Gassammensætningen beskrives ved en ligevægt efter water-gas shift reaktionen.

For at klarlægge hvordan koksens ydre fysiske struktur ændres under forgasningen, blev der opstillet to alternative partikkelmodeller. Disse to partikkelmodeller opstilles for de to mulige yderpunkter for koksomsætning og benævnes skrumpmodel og porøs model. Der opstilles reaktivitetsudtryk til beregning af koksens omsætningshastighed, hvor parametrene til disse udtryk findes ved TGAⁱ-målinger på koks fra det aktuelle brændsel.

Modellen er udviklet i fire versioner, der benævnes model 1-4. Disse modeller skildrer forskellige fænomeners indflydelse på forholdene under forgasning af koks i en medstrømsforgasser.

I version nummer 1 benyttes et reaktivitetsudtryk, der medtager indflydelsen af vanddamps partialtryk og inhibering fra brint.

I version nummer 2 udvides reaktivitetsudtrykket til også at indbefatte betydningen af koksens omsætningsgrad.

Version nummer 3 bygger på version 2, men i version 3 har koks og gas i udgangspunkt ikke samme temperatur. Der overføres energi mellem gas- og faststoffasen i form af stråling og konvektion.

I version nummer 4 er der indbygget en inputmodel, der beregner tilstanden ved indgangen til koksbedden på grundlag af forgasningsanlæggets driftparametre. Koksomsætningen beskrives med en model baseret på Langmuir-Hinshelwood kinetik, der indrager afhængigheden af reaktantgasserne H₂O og CO₂ sammen med afhængigheden af de inhiberende gasser H₂ og CO. Herudover medtages omsætningsgradens indflydelse på reaktiviteten.

Endelig er version 4 også bygget i en stationær version, der gør det muligt at gennemføre parameterstudier med totrinsanlæggets driftparametre.

Disse modeller beregner følgende størrelser:

- Temperaturen lokalt ned gennem koksbedden.
- Gassammensætningen lokalt ned gennem koksbedden.
- Massen af koks i bedden og - ved antagelsen af en partikkelmodel – bedhøjden.
- Produceret gasmængde ned gennem bedden.
- Reaktiviteten lokalt ned gennem koksbedden, samt koksbeddens totale gennemsnitlige reaktivitet.
- Gasproduktionen på tør og våd basis.
- Øvre og nedre brændværdi af den producerede gas.
- Anlæggets koldgaseffektivitet.

Ovenstående resultater fås med de dynamiske modeller som funktion af tiden og for den stationære model som funktion af den valgte uafhængige parameter.

Modellerne løses ved at opstille ligningssystemet for et differential-integral kontrolvolumen. De partielle differentiaalligninger tilnærmes til et sæt af sædvanlige differentialligninger, ved at løse den retningsafledede ved diskretisering. Det reducerede system løses ved at benytte simuleringssproget SIL. Diskretiseringen er optimeret ved at lade størrelsen af de enkelte kontrolvolumener bestemmes af den aktuelle koksomsætning. En yderligere systemoptimering er foretaget ved at udlede den analytiske løsning af water-gas shift ligningen, sammen med en grundstofbalance.

ⁱ ThermoGravimetric Analyser

11.3.1 Reaktivitetsmålinger

Udtrykkene for reaktivitet der benyttes i de dynamiske modeller, bestemmes på baggrund af en serie TGA-målinger med koks fra det aktuelle brændsel. Der bestemmes reaktivitet på to brændsler: Standard Gasifier Fuel (SGF) og bølgeflis fra Junckers Industrier.

De tre første versioner af den dynamiske model bliver verificeret med et forsøg kørt med SGF som brændsel. Til at fastlægge konstanterne i de benyttede reaktivitetsudtryk, blev der udført en serie eksperimenter i ET's makroTGAⁱ. På basis af disse målinger blev der bestemt konstanter til reaktivitetsudtryk, der tager hensyn til temperatur, diffusionsbegrænsning, omsætningsgrad og partialtrykkene af H₂O og H₂.

Fjerde version af den dynamiske model bliver verificeret med et forsøg kørt med bølgeflis som brændsel (uge 37-forsøg). I modellen benyttes et kinetikudtryk, der er udledt med udgangspunkt i et reaktionsskema, der beskriver de fundamentale reaktioner under forgasning. Der bestemmes hastighedskonstanter for reaktionerne mellem kulstof og H₂O/CO₂, under dannelsen af kulstofbundet ilt og frit CO og for reaktionen hvor der dannes kulstof og CO fra kulstofbundet ilt. Reaktiviteten bestemmes som funktion af temperaturen, omsætningsgraden og partialtrykkene af gasserne: H₂O/H₂/CO₂/CO. Eksperimenterne indeholdende CO₂ blev udført med en SDTⁱⁱ 2960 (Risø og NTNU, Norge) og eksperimenterne med H₂O blev udført på Risø's PTGAⁱⁱⁱ.

Kinetikdataene for bøg blev bestemt i temperaturintervallet mellem 750 °C og 1000 °C og over et trykområde på 0,05 til 1,0 bar for CO₂, mellem 0,0 og 0,2 bar for CO, mellem 0,1 og 0,5 bar for H₂O og mellem 0 og 0,3 bar for H₂. Disse data blev korreleret til et enkelt udtryk for reaktiviteten. Hermed er det lykkedes at opstille et reaktivitetsudtryk, der indrager betydningen fra alle de aktive gaskomponenter i koncentrationer og i et temperaturinterval

Denne kinetik anvendes også i den stationære model.

11.3.2 Verifikation af den dynamiske model

Til at verificere den dynamiske model blev der foretaget målinger under to forsøgs-kørsler. Her blev der anvendt henholdsvis SGF og bølgeflis som brændsel.

SGF

SGF-forsøget var et forsøg, hvor der blev tilstræbt stabil drift af anlægget. Gassammensætningen blev målt på tør basis over og under koksbedden og brændværdien af den producerede gas blev beregnet. Resultaterne fra tre forskellige versioner af den dynamiske model for koksbedden blev sammenlignet med målinger, foretaget under SGF-forsøget. Alle tre modeller gav en god bestemmelse af gassammensætningen over og under koksbedden. Således blev koncentrationen af N₂, H₂ og CH₄ bestemt inden for 1 procent-point over og under koksbedden. Koncentrationerne af CO og CO₂ afveg tilsvarende med 2-3 %-point.

Efter forsøget blev bedhøjden målt og massen af koks i reaktoren blev afvejet.

Massen af koks i reaktoren ved stationær drift, blev af modellen bestemt til at være ca. 40 % lavere end den blev målt efter SGF-forsøget. Under uge 37-forsøget (træflis) be-

ⁱ TGA, der kan anvende prøvestørrelser på op til 20 gram. Anvendelsen af store prøvestørrelser betyder at man i en makroTGA måler koksens totale reaktivitet og dermed inkludere forhold som diffusion, varmetransport og strømningsforhold.

ⁱⁱ Differential Scanning Calorimeter

ⁱⁱⁱ Pressurized ThermoGravimetric Analyzer

regnede modellen derimod massen af koks i reaktoren med en nøjagtighed på ca. 3 %, hvilket er meget tilfredsstillende.

Der blev målt temperaturer ned gennem koksbedden i kanten af reaktoren.

Det viste sig at det var nødvendigt at tage hensyn til reaktivitetens afhængighed af omsætningsgraden, for at opnå en korrekt bestemmelse af temperaturerne ned gennem koksbedden. Den bedste beskrivelse af temperaturprofilen i koksbedden fås ved at benytte en partikelmodel, hvor det antages at koksens massefylde er uændret gennem forgasningen (skrumpmodellen). Ved en sammenligning mellem resultater fra modellen og målinger fra SGF-forsøget blev der fundet at modellen inden for måleusikkerheden beregnede det samme temperaturprofil ned gennem koksbedden som der blev målt under forsøget.

I version 3 blev antagelsen om at gas og koks har samme temperatur undersøgt. Det blev vist at varmeoverføring ved stråling og konvektion i koksbedden er så høj at der kun kommer en mindre temperaturforskel mellem de to faser. Denne temperaturforskel er så lille, at den kan negligeres.

Bøgeflis

Forud for uge 37-forsøget var koksreaktoren blevet modificeret således at det nu var muligt at måle gassammensætning, temperatur og tryk ned gennem reaktoren og tillige i et tværsnit af koksbedden. Der blev foretaget målinger af gassammensætningen og temperaturerne ned gennem koksbedden ved stabil drift under fuld last og kort tid efter at anlægget var bragt ned på kvart last. Hermed var det muligt også at verificere modellens dynamik.

Under den stabile drift ved fuld last blev der foretaget en måling af gas- og kondensatproduktionen, samtidig med at øvre og nedre brændværdi blev bestemt. Dette muliggjorde at model og forsøg også kunne sammenlignes på disse punkter. Her blev værdierne bestemt med nøjagtighed på henholdsvis 1 % og 11 %. Den nedre brændværdi blev bestemt indenfor en præcision på 5 %.

Under uge 37-forsøget blev der foretaget en række temperaturmålinger dels med sugepyrometer og dels med infrarød måleteknik. En samtidig måling foretaget med termoelementer viste at termoelementer med rimelig nøjagtighed kan benyttes til at måle temperaturen i forgasningsreaktoren.

En sammenligning af modelresultater med data målt under forsøgskørsel med 100 kW-anlægget viser at den dynamiske koksbedmodel generelt giver en god beskrivelse af forholdene i koksbedden. Dog havde modellen vanskeligt ved at beskrive temperaturforholdene i toppen af koksbedden. Der blev målt en lavere starttemperatur og et betydeligt fladere temperaturprofil end modellen foreskriver. Modellen gav imidlertid en bedre temperaturbestemmelse under drift ved 1/4-last end ved fuldlast.

I alle tilfælde beregnede den dynamiske model dog bundtemperaturen med en nøjagtighed på ca. 10 °C.

Ligeledes blev gassammensætningen i toppen af koksbedden ikke bestemt tilfredsstillende ved sammenligning med drift ved fuld last. Derimod gav modellen en god bestemmelse af gassammensætningen ned gennem hele koksbedden i det tilfælde hvor anlægget kort forinden var bragt ned på kvart last.

Massen af koks såvel som ændringen i koksmassen blev både i tilfældet med fuldlast og 1/4-last bestemt korrekt inden for målenøjagtigheden. Den bedste beskrivelse af bedhøjden blev fundet ved brug af den skrumpende partikelmodel.

I begge tilfælde gav modellen en god bestemmelse af tilstanden i bunden af koksbedden. Her blev gassammensætning, temperatur, gasproduktion, kondensatmængde og øvre og nedre brændværdi bestemt med god nøjagtighed.

Det kan generelt konkluderes at den opstillede dynamiske model giver en god beskrivelse af forholdene i bunden af koksbedden, mens modellens beskrivelse af forholdene i toppen af koksbedden var mindre tilfredsstillende.

11.3.3 Stationær model af koksbedden

Der blev bygget en stationær version af den dynamiske model. Modellen blev demonstreret med to parameterstudier, hvor den totale vandtilførsel blev varieret fra ingen vandtilsætning (tør forgasning) til en vandtilsætning på 45 kg/h.

Kørsler med den stationære model viste at den totale vandtilsætning har afgørende betydning på forhold som gassammensætning, dugpunktstemperatur og temperaturen i toppen af koksbedden. Parameterstudiet med en fastholdt temperatur i bunden af koksbedden viste, at der optræder et minimum for lufttilsætningen ved en vandtilsætning mellem 8 kg/h og 13 kg/h. Det blev tillige med den stationære model vist, at ved lav vandtilsætning vil der under stationære tilstande opbygges en stor koksbed.

11.3.4 Kørsler med den dynamiske model

Den dynamiske model blev benyttet til at studere konsekvensen af to forskellige styrestrategier: En strategi, hvor det var ønsket at bundtemperaturen skulle være konstant i det stationære tilfælde og en strategi hvor det var ønsket at opretholde en konstant bedhøjde. Med den første strategi blev det koksbeddens meget træge dynamik, som bestemte systemets samlede dynamik.

Kørsler med den dynamiske model viste at det tager mellem 10 og 30 timer for koksbedden at blive stationær i forbindelse med et skifte i driftssituationen, hvor koksbedden skal bevæge sig mod en ny stationær højde. Denne dynamik påvirker systemets øvrige forhold, således at faktorer som gassammensætning og bundtemperaturen bliver tilsvarende længe om at nå en stationær tilstand.

Med den anden styrestrategi, hvor der styres efter at opretholde en konstant bedhøjde, kunne koksbeddens store tidskonstant elimineres. Hermed var det muligt at hurtigt bringe koksbedden til en stationær tilstand, selv efter en drastisk ændring i driftssituationen. Bedhøjde, bundtemperatur og gassammensætning nåede en stationær tilstand i løbet af tre minutter.

11.3.5 Følsomhedsanalyse

Den stationære model blev benyttet til en følsomhedsanalyse på bestemmelsen af grundstofsammensætningen i bølgeflisen. Denne analyse viste, at ved variation af kulstofindholdet inden for kulstofmålingens reproducerbarhedsgrænse, kunne massen af koks i reaktoren bestemmes i intervallet mellem 0,8 kg og 9,8 kg, hvor det målte C-indhold (48,1 %) giver en koksmasse på 2,8 kg. Tilsvarende resultater for hydrogen bestemmelsen var at koksmassen bliver bestemt i intervallet 1,4 kg og 5,4 kg, hvor det målte H-indhold (6,4 %) giver en koksmasse på 2,8 kg. Bestemmelsen af bundtemperaturen blev på ± 35 °C og ± 20 °C for henholdsvis kulstof og hydrogen. Det må konkluderes at modellen er meget sensitiv overfor usikkerheden på bestemmelsen af flisens grundstofsammensætning.

12 Konklusion

Der er opbygget en koksbedmodel, der giver en god beskrivelse af forholdene i en koksbed under medstrømsforgasning af koks fra biomasse. Hermed er der fremstillet et nyttigt værktøj til brug ved konstruktion og opskalering af fremtidige forgassere.

12.1 Harboøre-model

Der er opstillet en simpel stationær model for Harboøre Forgasningsanlæg. Resultaterne ved kørsel med modellen er sammenlignet med resultaterne fra et forsøg kørt på Harboøre Forgasningsanlæg. Sammenligning af resultater fra modellen og forsøget giver en bestemmelse af gassammensætningen med en nøjagtighed bedre end 2 procent-point på hver komponent.

12.2 Koksbed-model

Der blev opstillet en matematisk model, der illustrerer forholdene i en forgassers koksbed under forgasning af biomasse, primært træflis.

Modellen beskriver koksbeddens forhold såvel statisk som dynamisk.

Kinetikdataene for bøg blev bestemt i temperaturintervallet mellem 750 °C og 1000 °C og medtager koncentrationerne af CO₂, CO, H₂O og H₂. Disse data blev korreleret til et Langmuir-Hinshelwood-udtryk for reaktiviteten. Hermed er det lykkedes at opstille et reaktivitetsudtryk, der indrager betydningen fra alle de aktive gaskomponenter i koncentrationer og i et temperaturinterval, der forekommer under forgasning. Det konkluderes at alle komponenterne har væsentlig betydning for reaktiviteten i en koksbed under de aktuelle forhold.

12.2.1 Verifikation af den dynamiske koksbed-model

Det blev fundet, at for at opnå en god beskrivelse af reaktiviteten skal det omsætningsgradsafhængige led medtages. Resultaterne viste tillige at kokspartiklerne under forgasningen som en god tilnærmelse kan antages at have konstant massefylde.

Massen af koks i reaktoren ved stationær drift, blev af modellen bestemt til at være ca. 40 % lavere end den blev målt efter SGF-forsøget. Under uge 37-forsøget (træflis) beregnede modellen derimod massen af koks i reaktoren med en nøjagtighed på ca. 3 %, hvilket er meget tilfredsstillende.

Ved en sammenligning mellem resultater fra modellen og målinger fra SGF-forsøget blev der fundet at modellen beregnede det samme temperaturprofil ned gennem koksbedden som der blev målt under forsøget. En tilsvarende sammenligning med uge 37-forsøget (træflis) viste derimod at modellen generelt beregnede lavere temperaturer i den øverste del af koksbedden end der blev målt. I alle tilfælde beregnede den dynamiske model dog bundtemperaturen med en nøjagtighed på ca. 10 °C. Tilsvarende blev gassammensætningen i bunden af koksbedden generelt beregnet med en nøjagtighed på ca. 2-3 %-point for hver af komponenterne.

Gasproduktionen og kondensatproduktionen blev målt og sammenlignet med modelresultater. Her blev værdierne bestemt med nøjagtighed på henholdsvis 1 % og 11 %. Den nedre brændværdi blev beregnet med en afvigelse på 5 %.

Det kan generelt konkluderes at den opstillede dynamiske model giver en god beskrivelse af forholdene i bunden af koksbedden, mens modellens beskrivelse af forholdene i toppen af koksbedden var mindre tilfredsstillende.

12.2.2 Resultater fra koksbed-modellen

Kørsler med den stationære model viste at den totale vandtilsætning har afgørende betydning på forhold som gassammensætning, dugpunktstemperatur og temperaturen i toppen af koksbedden. Det blev tillige vist med den stationære model, at ved lav vandtilsætning vil der under stationære tilstande opbygges en stor koksbed.

12.2.3 Styring

Kørsler med den dynamiske model viste at det tager mellem 10 og 30 timer for koksbedden at blive stationær i forbindelse med et skifte i driftssituationen, hvor koksbedden skal bevæge sig mod en ny stationær højde. Denne dynamik påvirker systemets øvrige forhold, således at faktorer som gassammensætning og bundtemperaturen bliver tilsvarende længe om at nå en stationær tilstand.

Kørsler med den dynamiske model viste endvidere, at ved at vælge en driftsstrategi, hvor der styres efter at opretholde en konstant bedhøjde, kunne koksbeddens store tidskonstant elimineres. Hermed var det muligt at hurtigt bringe koksbedden til en stationær tilstand, selv efter en drastisk ændring i driftssituationen. Bedhøjde, bundtemperatur og gassammensætning nåede hermed en stationær tilstand i løbet af tre minutter.

Det vil sige på basis af den opbyggede model er der udviklet en ny og mere effektiv styringsstrategi til regulering af en kommende forgasser.

12.2.4 Følsomhedsanalyse

Den stationære model blev benyttet til en følsomhedsanalyse på bestemmelsen af grundstofsammensætningen i bølgeflisen. Denne analyse viste, at modellen er meget sensitiv overfor usikkerheden på bestemmelsen af flisens grundstofsammensætning.

13 Referencer

- Bentzen, J. D., Brandt, P., Gøbel, B., Hindsgaul, C. & Henriksen, U. (1998). 100 kW Totrinsforgasningsanlæg på DTU – Resultater til og med foråret 1998. (ET-ES 98-11), Institut for Energiteknik, DTU.
- Bentzen, J. D., Brandt, P., Gøbel, B., Hindsgaul, C. & Henriksen, U. (1999). Optimering af 100 kW totrinsforgasningsanlæg på DTU – Resultater fra forsøg i uge 37, 1998. (ET-ES 99-02), Institut for Energiteknik, DTU.
- Bentzen, J. D. & Gøbel, B. (1995). Dynamisk model af totrinsforgasnings-processen (PE 95-13), Institut for Energiteknik, DTU.
- Bentzen, J. D. & Henriksen, U. (1998). 400 kW Totrinsforgasningsanlæg i Aars. (ET-ES 98-06), Institut for Energiteknik, DTU.
- Bentzen, J. D., Henriksen, U. & Hindsgaul, C. (1999). Investigations of a two-stage gasifier. 2. Olle Lindström symposium on Renewable Energy, Bioenergy, 9-11 June, 1999 Royal Institute of Technology Stockholm, Sweden.
- Bird, R. B., Stewart, W. E. & Lightfoot, E. N. (1960). Transport Phenomena. Wiley.
- Buekens, A. & Schoeters, J. G. (1985). Modelling of Biomass Gasification, Fundamentals of Thermochemical Biomass Gasification, Overend, R. P. et. al. (Ed.), Elsevier.
- Brandt, P. & Henriksen, U. (1998). Decomposition of tar in pyrolysis gas by partial oxidation and thermal cracking. Part 2, 10. European conference and technology exhibition, Würzburg (Germany), 8-11 June 1998
- Chen, J. -S. (1986). Kinetic Engineering Modeling of Co-current Moving Bed Gasification Reactors for Carbonaceous Material, Ph.D. Dissertation, Cornell University, Ithaca, New York.
- Chen, J.-S. & Gunkel, W. W. (1987). Modeling and Simulation of Co-current Moving Bed Gasification Reactors – Part II. A Detailed Gasifier Model, Biomass 14, 1987, p. 75 – 98. Elsevier.
- Di Blasi, C., Buonanno, F. & Signorelli (1998): Modelling and Simulation of Fixed-Bed Biomass Gasifiers. European conference and technology exhibition, Würzburg (Germany), 8-11 June 1998
- Fock, F. & Kildsig, M. (1996). Tørring af flis, (ET-mp 96-03). Institut for Energiteknik, DTU.

- Fock, F. & Thomsen, K. (1999), Modellering af tottrinsforgasser (ET-EP 99-10A). (Forprojekt), Institut for Energiteknik, DTU.
- Fogler, H. S. (1986). Elements of Chemical Reaction Engineering, Prentice-Hall.
- Gaur, S. & Reed, T. B. (1995). An Atlas of Thermal Data For Biomass and Other Fuels, National Renewable Energy Laboratory (NREL), Golden, CO, USA.
- Gaustad, H. (1993). Varmetransport i halm før og under pyrolyse. (Hovedopgave). Institutt for Termisk Energi, NTNU, Norge
- Groeneveld, M. J. (1980). The Cocurrent Moving Bed Gasifier, Ph.D. Dissertation, Twente University of Technology, Enschede, The Netherlands.
- Groeneveld, M. J. & van Swaaij, W. P. M. (1980). Gasification of Char Particles with CO_2 and H_2O . Chemical Engineering Science Vol. 35, pp 37-313, Pergamon.
- Gumz, W. (1950). Gas Producers and Blast Furnaces, Theory and Methods of Calculation, Wiley.
- Gøbel, b., Bentzen, J. D., Henriksen, U. & Houbak, N. (1999), Dynamic Modelling af the Two-stage Gasification Process, accepted for oral presentation. Proceedings of the Fourth Biomass Conference of the Americas (vol. 2), Overend, R. P. & Chornet, E. (Ed.), Elsevier.
- Henriksen, U. (1998). Teoretiske betragtninger vedrørende termiske forhold i en makro TGA forsøgsreaktor, (ET-ES 98-05). Institut for Energiteknik, DTU.
- Henriksen, U., Kofoed, E., Christensen, O., Gabriel, S. & Koch, T. (1991). Pyrolyse og forgasning af halm, Delrapport 4, (RE 91-3). Institut for Energiteknik, DTU.
- Henriksen, U. & Christensen, O. (1994). 50 kW-forgasseren, (RE 94-3). Institut for Energiteknik, DTU,
- Henriksen, U. & Nielsen, C. (1997a). Preliminary testing of "Standard Gasifier Fuel" , SGF, Task 2, EU Project: JOR-CT95-0084. Development of an Integrated Small Scale Combined Heat and Power (CHP) Fixed Bed Gasification System fuelled by Standard Fuel. Danish Energy Agency; 51161/95-0050, European Commision; JOR3-CT95-0084.
- Henriksen, U. & Nielsen, C. (1997b). Duration Test of "Standard Gasifier Fuel" , SGF. DTU 100KW, Two-Stage Gasifier. Task 2, EU Project: JOR3-CT95-0084. Development of an Integrated Small Scale Combined Heat and Power (CHP) Fixed Bed Gasification System fuelled by Standard Fuel. Danish Energy Agency; 51161/95-0050, European Commision; JOR3-CT95-0084.
- Henriksen, U. & Christensen, O. (1995). Gasification of Straw in a Two-stage 50 kW Gasifier, Proceeding, 8th Eur. Biomass Conf. Pergamon, pp. 1568-1578.

- Hobbs, M. L., Radulovic, P. T. & Smooth, L. D. (1993). Combustion and Gasification of Coals in Fixed-Beds, Prog. Energy combust. Sci., Vol. 19, pp. 505-586, 1993, Elsevier.
- Houbak, N. (1987). SIL - a Simulation Language, User's Guide, Lecture Notes in Computer Science, ed. by G. Goos and J. Hartmanis, Springer-Verlag, Berlin.
- Houbak, N. & Henriksen, U. (1994). Modelling a straw gasifier using the SIL system. SIMS '94, Stockholm, august 1994.
- Incropera, F. P & DeWitt, D. P. (1990). Introduction to heat transfer, Wiley.
- Jensen, T. K., Maigaard, P. & Noes, J. (1996). Pyrolyse af træflis ved recirkulering af pyrolysegas. (ET-mp 96-05). Institut for Energiteknik, DTU.
- Knacke, O., Kubaschewski, O. & Hesselmann, K. (Eds.). (1991). Thermochemical Properties of Inorganic Substances. Springer-Verlag.
- Larsen, P. S. (1993). Termodynamik, Polyteknisk Forlag, Lyngby.
- Laurendeau, N. M. (1978). Heterogeneous Kinetics of Coal Char Gasification and Combustion. Prog. Energy Combust. Sci., Vol 4, pp.221-270, Pergamon.
- Lyngbech, T. (1998). Bestemmelse af askeindhold i bøgekoks og bøgeflis fra uge 37-forsøg. (Ikke publiceret) Institut for Energiteknik, DTU.
- Manurung, R. K. & Beenckers, A. A. C. M. (1993). Modeling and Simulation of an Open Core Down-draft Moving Bed Rice Husk Gasifier, Advances in Thermochemical Biomass Conversion, Proceeding, International Conference on Advances in Thermochemical Biomass Conversion, 11-15 may 1992, Interlaken, Switzerland.
- Moilanen, A., Saviharju, K. & Harju, T. (1992). Steam Gasification Reactivities of Various Fuel Chars. Advances in Thermochemical Biomass Conversion, 11-15 may 1992, Interlaken, Switzerland.
- Nielsen, S. Aa & Heeb, R. (1998). Kraftvarmeværk baseret på termisk forgasning af biomasse. Afgangprojekt, Ingeniørhøjskolen Odense Teknikum (MEPRO 1724)
- Pedersen, N. H. (1992). Steady State Simulation of a Fixed Bed Updraft Gasifier. poster paper, Advances in Thermochemical Biomass Conversion, 11-15 may 1992, Interlaken, Switzerland.
- Rathmann, O., Stoholm, P. & Kirkegaard, M. (1995). The Pressurized Thermogravimetric Analyzer at Department of Combustion Research, Risø: Technical De-

- scription of the Instrument. (Risø-R-823(EN)), Risø National Laboratory, Roskilde, Denmark.
- Roberts, A. F. (1971). Heat of reation during pyrolysis of wood. *Combustion and Flame*, 17, pp 79-86.
- Sander, B. (1994). Brændselsdata for træflis, Statusrapport, Elsamprojekt.
- Schramm, J. & Kofoed, E. (1983). Generatorgas – Små kraftvarme-anlæg med gasgenerator. (RE 83-3), Institut for Energiteknik, DTU.
- Stoltze, S., Henriksen, U., Lyngbech, T. & Christensen, O. (1994). Gasification of straw in a large-sample TGA. PartII, Further Studies Introducing Lower Steam Concentration CO₂-Gasification, and Gasification of Wood Chips." Nordic seminar on biomass gasification and combustion, (Trondheim, 21-22 June 1994).
- Sørensen, L. H. (1996). Fuel Reactivity as a Function of Temperature, Pressure & Conversion. Ph.D.- dissertation, (Risø-R-838), Risø National Laboratory, Roskilde, Denmark.
- Sørensen, L. H. (1999). Personlig kommunikation med Lasse Holst Sørensen, ReaTech.
- Turns, S. R. (1996). *An Introduction to Combustion, Concepts and Applications*. McGraw-Hill.

14 Symbolliste

a	kokspartiklernes overflade pr. volumen bed
a	konstant
A	areal
A	præeksponentiel faktor
b	konstant
b	specifik ekstensiv stofegenskab
B	ekstensiv stofegenskab
C_f	antal frie, aktive kulstofpladser
$C(O)$	antal kulstofpladser, hvor der er bundet et ilt-atom
C_t	totale antal aktive kulstofpladser ($C(O) + C_f$)
C_{total}	totale antal kulstof-atomer i prøve
c_p	specifik varmekapacitet ved konstant tryk
c_v	specifik varmekapacitet ved konstant volumen
daf.	tør, askefri basis (dry, ash-free)
e	specifik energi
E	aktiveringsenergi
G_0	gashastighed i tom reaktor
h	specifik entalpi
H	brændværdi
h_{loc}	lokal varmeoverføringskoefficient for et tværsnit af bedden
Δh	reaktionsenergi
k	konstant
k	termisk konduktivitet
K_a	ligevægtskonstant
KV	kontrolvolumen
m	konstant
\dot{m}	massestrøm
M'	masse pr. længdeenhed
mf	tør basis (moisture free)
M_w	molvægt
n	konstant
N'	masse pr. længdeenhed (molbasis)
\dot{n}	molstrøm
N_{KV}	Samlet antal kontrolvolumener
p	konstant
p	partialtryk
P	totaltryk
Q	tilført varmeeffekt
Q'	tilført varmeeffekt pr. længdeenhed
R	reaktivitet
R	gaskonstant
r_c	kinetik-faktor
Re	Reynoldstal
S·dz	bed volumen (gas og koks)
t	tid-koordinat

T	temperatur [K]
u	indre energi
v	hastighed
W	tilført arbejds effekt
W	masse
W _{vol}	massen af volatiles på fast form
x	absolut fugtighed
x	sted-koordinat
X	omsætningsgrad
y _{aske}	masse af aske i KV

Græske symboler

Φ	flux
Γ	produktion
ψ	faktor, der korrigerer for formen af kokspartiklerne
ε	emissivitet
ϕ	potentiel energi
η	virkningsgrad
ν	støkiometrisk koefficient
ν	kinematisk viskositet
ρ	massefylde
ρ	andel af indstrålingen der reflekteres
σ	Stefan-Boltzmann's konstant
τ	andel af udstrålingen der passerer igennem gassen

Subscript etc.

0	referencetilstand
abs.	absolut
aske	aske
av.	gennemsnit
b	baglæns
c	CO ₂ /CO - system
char	koks
daf	tør, askefri form (dry ash free)
dry	tør form
gas	gasfase
f	forlæns
for gas	ved indgang til forgasseren
HHV	øvre brændværdi
i	løbende indeks
ind	ind i KV
KE	kinetisk energi
KM	kontrolmasse
koks	koks, faststoffase
krak	krakning
KV	kontrollvolumen
LHV	nedre brændværdi

loc	lokal varmeoverføringskoefficient
M	massemidlet
mf	tør form (moisture free)
n	nedre
N	normal ($T = 0\text{ }^{\circ}\text{C}$, $P = 1\text{ bar}$)
overhed	ved overhedning
PE	potentiel energi
tot	total
tør	tør basis
U	indre energi
ud	ud af kontrolvolumen
vægt %	vægt-procent
våd	våd basis
w	$\text{H}_2\text{O}/\text{H}_2$ - system
ø	øvre

$[\text{H}_2\text{O}]$	Konc. af H_2O	[vol.%]
$[\text{H}_2]$	Konc. af H_2	[vol.%]
$[\text{CO}_2]$	Konc. af CO_2	[vol.%]
$[\text{CO}]$	Konc. af CO	[vol.%]
$[\text{CH}_4]$	Konc. af CH_4	[vol.%]
$[\text{N}_2]$	Konc. af N_2	[vol.%]